

**Пояснювальна записка**  
**магістерської дисертації**

**на тему: «Модернізація обладнання для очищення біогазу.»**

Київ – 2020 року

# Національний технічний університет України

## «Київський політехнічний інститут»

Факультет (інститут) \_\_\_\_\_ біотехнології і біотехніки \_\_\_\_\_  
(повна назва)

Кафедра \_\_\_\_\_ біотехніки та інженерії \_\_\_\_\_  
(повна назва)

Освітньо-кваліфікаційний рівень «магістр»

Напрямок підготовки \_\_\_\_\_ 13 «Механічна інженерія» \_\_\_\_\_  
(код і назва)

Спеціальність \_\_\_\_\_ 133 «Галузеве машинобудування» \_\_\_\_\_  
(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

\_\_\_\_\_ В.М.Мельник \_\_\_\_\_  
(підпис) (ініціали, прізвище)

«\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_ р.

### ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студенту

**Плахотній Катерині Вадимівні**

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема дисертації: «Модернізація обладнання для очищення біогазу»

науковий керівник дисертації Ружинська Людмила Іванівна, д.т.н., доцент  
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від «\_\_» \_\_\_\_\_ 20\_\_ р. № \_\_\_\_\_

2. Строк подання студентом дисертації 7.12.2020 р.

3. Об'єкт дослідження розпилювальний абсорбер для збагачення біогазу

4. Предмет дослідження процеси гідродинаміки та масообміну при хемосорбції вуглекислого газу розчином моноетаноламіну

5. Перелік завдань, які потрібно розробити: провести огляд літератури за темою дисертації, математичне моделювання процесу, комп'ютерне моделювання конструкції розпилювального абсорбера, практична реалізація розробленої конструкції, дослідження економічної доцільності виробництва і реалізації запропонованої конструкції розпилювального абсорбера.

6. Орієнтовний перелік ілюстративного матеріалу: Установка для виробництва біогазу, Апаратурно-технологічна схема; Абсорбер розпилюваний, складальне креслення; Диск розпилювальний, складальне креслення; 3D-модель розпилювального абсорбера – плакат 1; 3D-модель диска розпилювального – плакат 2; 3D-модель Складальні одиниці – плакат 3

7. Орієнтовний перелік публікацій \_\_\_\_\_

8. Консультанти розділів дисертації

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв

9. Дата видачі завдання \_\_\_\_\_

#### Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Строк виконання етапів магістерської дисертації	Примітка
	Огляд літератури	29.10-2.11.2020	
	Математичне моделювання	5.11-09.11.2020	
	Комп'ютерне моделювання	12.11-14.11.2020	
	Виконання розрахунків для практичної реалізації	15.11-19.11.2020	
	Виконання складальних креслень	20.11-24.11.2020	
	Розроблення стартапу	26.11-30.11.2020	
	Оформлення ПЗ	3.12-7.12.2020	
	Підготовка до захисту	8.12-17.12.2020	

Студент \_\_\_\_\_

(підпис)

Плахотна К.В.

Науковий керівник дисертації \_\_\_\_\_

(підпис)

Ружинська Л.І.

(ініціали, прізвище)

## РЕФЕРАТ

УДК 662.767.2

Магістерська дисертація на тему «Модернізація обладнання для очищення біогазу» / НТУУ «КПІ»; Керівник д.т.н., доцент Ружинська Л.І. -К., 2020. – 161 с.: іл. –16. Виконавець Плахотна К.В. – Бібліогр.: 63 п.

Магістерська дисертація складається з вступу, п'яти розділів, висновків, переліку умовних позначень та скорочень, переліку посилань та додатків. Повний обсяг роботи становить 161 сторінок, 16 рисунків, 29 таблиці, 2 додатків і перелік посилань з 63 найменувань (на 7 сторінках).

Актуальність. На сьогодні скорочення використання природного газу – одна з найактуальніших тем для економіки України, тому пошук альтернативних джерел енергії та впровадження енергозберігаючих технологій є актуальною задачею. Використання відновлюваних джерел енергії, насамперед біомаси, є актуальним для України, оскільки дозволяє зменшити її залежність від імпортованих енергоносіїв та підвищити енергетичну безпеку. Якість біогазу визначається співвідношенням між метаном і баластним двоокисом вуглецю, тому важливо прагнути до високого вмісту метану і якомога більш низькому вмісту двоокису вуглецю в вихідному біогазі. Відомі на сьогоднішній день конструкції абсорберів для проведення процесів хемосорбції вуглекислого газу не можуть бути використані в біогазових установках, оскільки працюють при продуктивностях за газовою фазою, яка набагато перевищує продуктивність біогазових установок, що використовуються в фермерських господарствах. Вирішення цих проблем не можливо без розробки нових більш ефективних технологій і технічних засобів для очищення біогазу та впровадження маловідходних ресурсозберігаючих технологічних процесів. У зв'язку з цим дослідження, спрямовані на підвищення екологічної безпеки в сільськогосподарському виробництві, є

актуальними і представляють науковий і практичний інтерес.

Мета роботи: дослідження процесів гідродинаміки та масообміну при розпилюванні рідини в газовому потоці у розпилювальних абсорберах для створення нових конструкцій що забезпечують активний гідродинамічний режим, за якого би відбувалося ефективне вилучення баластних домішок з біогазу.

Об'єкт дослідження: розпилювальний абсорбер для збагачення біогазу.

Предмет дослідження: об'ємні коефіцієнти масовіддачі, питома поверхню контакту фаз та діаметр крапель, які утворюються у апараті з дисковим розпилювальним механізмом при хемосорбції вуглекислого газу розчинами моноетаноламіну.

Методи досліджень: теоретичний аналіз процесу хемосорбції в абсорбері для збагачення біогазу та параметри проведення процесу, математичне моделювання, дослідження конструкції розпилювального абсорбера.

Результати роботи. В роботі розглянуто процес збагачення біогазу шляхом хемосорбції в розпилювальному абсорбері, проведено розрахунки моделі процесу, які характеризують гідродинаміку у апараті з розпилювальним пристроєм. Досліджено будову абсорбера з розпилювальним диском та розроблено 3D-модель апарату за допомогою пакету програм Autodesk AutoCAD, яка відображає конструктивні особливості розробленої конструкції абсорбера. Розглянуті технологічні параметри роботи та особливості гідродинамічної обстановки в апараті. Розроблено стартап проект.

Новизна роботи. Полягає в розробленні нової конструкції абсорбера, який можна буде використовувати для біогазових установок продуктивністю 500-2000  $m^3/год$ . Нове конструктивне виконання дозволяє змінювати швидкість газу, що пропускається для збільшення ступеню фільтрації и розширення спектра робочих параметрів.

Практичне значення отриманих результатів. За результатами проведеного дослідження спроектований розпилювальний абсорбер для збагачення біогазу

шляхом хемосорбції вуглекислого газу розчином моноетаноламіну. Конструкція апарату дозволяє створити ефективне диспергування біогазу в рідкій фазі, що забезпечить розвинену міжфазну поверхню та високу швидкість поглинання вуглекислого газу розчином моноетаноламіну.

Відповідно до теми магістерської дисертації надруковано 2 тези в матеріалах конференцій.

БІОГАЗ, РОЗПИЛЮВАЛЬНИЙ АБСОРБЕР, ХЕМОСОРБЦІЯ, МОНОЕТАНОЛАМІН, РОЗПИЛЮВАЧ, ОЧИЩЕННЯ, ПОГЛИНАННЯ  $\text{CO}_2$ , КОЕФІЦІЄНТ МАСОВІДДАЧІ.

## ABSTRACT

Master's dissertation on the topic "Modernization of biogas purification equipment."

/ NTUU "KPI"; Head of the doctor's degree, professor Ruzhynska

L.I. - K., 2020. - 161 p.: pic. - 16. Performer Plakhotna K.V. - Bibliographer: 63 p.

Master's thesis consists of an introduction, five chapters, conclusions, list of symbols and abbreviations, list of references and applications. Full body of work is 161 pages, 16 figures, 29 tables, 2 applications and a list of links to 63 items (8 pages).

Topicality. Nowadays, reducing the use of natural gas is one of the most pressing issues for Ukraine's economy, thus, the search for alternative energy sources and the introduction of energy-saving technologies are an urgent task. The use of renewable energy sources, primarily biomass, is relevant for Ukraine, since it makes it possible to reduce its dependence on imported energy carriers and increase energy security. The quality of biogas is determined by the ratio between methane and carbon dioxide ballast, therefore it is important to strive for a high methane content and as low as possible carbon dioxide content in the feed biogas. The currently known designs of absorbers for carrying out the processes of chemisorption of carbon dioxide cannot be used in biogas plants, since they operate at a performance in the gas phase, which is much higher than the productivity of biogas plants used in farms. The solution of these problems is impossible without the development of new, more efficient technologies and technical means for purifying biogas and the introduction of low-waste resource-saving technological processes. In this regard, studies aimed at improving environmental safety in agricultural production are relevant and of scientific and practical interest.

Purpose: the study the processes of hydrodynamics and mass transfer during

spraying a liquid in a gas stream in spray absorbers in order to create new structures to provide an active hydrodynamic regime for effective removal of ballast impurities from biogas.

Object of research: spray absorber for biogas enrichment.

Subject of research: volumetric mass transfer coefficients, specific contact surface of phases and diameter of droplets that are formed in an apparatus with a disk spray mechanism during the chemisorption of carbon dioxide by monoethanolamine solutions.

Research methods: theoretical analysis of the chemisorption process in an absorber for biogas enrichment and parameters of the process, mathematical modeling, studies of the design of the spray absorber.

Results of work. The given work describes the process of biogas enrichment by chemisorption in a sprayabsorber, calculations of a model of the process that characterize the hydrodynamics in the apparatus from spraying devices are carried out. The structure of spray absorber is investigated and a 3D model of the apparatus is developed using the Autodesk AutoCAD software package, which reflects the design features of the developed design of the absorber. The technological parameters of the work and the features of the hydrodynamic environment in the apparatus are considered. Startup project is developed.

The novelty of work. It is the development of a new design of the absorber, which can be used for biogas plants with a capacity of 500-2000 m<sup>3</sup> / h. The new design allows to change the speed of the gas passed through to increase the degree of filtration and expand the range of operating parameters.

The practical value of the results. According to the results of the study, a spray absorber was designed to enrich biogas by chemisorption of carbon dioxide with a monoethanolamine solution. The design of the apparatus makes it possible to create effective dispersion of biogas in the liquid phase, which will provide a developed interface and a high rate of absorption of carbon dioxide by the monoethanolamine solution.



According to the topic of the Master's dissertation, 2 theses were published in conference proceedings.

BIOGAS, SPRAY ABSORBER, CHEMOSORPTION,  
MONOETHETANOLAMINE,, SPRAYER, PURIFICATION, CO2 ABSORPTION,  
MASS COEFFICIENT

## ЗМІСТ

Перелік скорочень, умовних позначень та термінів.....	13
ВСТУП.....	16
ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ .....	18
1.1 Біогазова промисловість в Україні та світі .....	18
1.2 Характеристики та склад біогазу.....	27
1.3 Способи очищення біогазу від різних домішок.....	35
1.4 Аналіз апаратури для проведення хемосорбції .....	41
1.5 Визначення дослідної конструкції абсорбера .....	44
1.6 Висновки .....	58
1.7 Постановка задач дослідження .....	59
2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ХЕМОСОРБЦІЇ ДВООКИСУ ВУГЛЕЦЮ У РОЗПИЛЮВАЛЬНОМУ АБСОРБЕРІ .....	60
2.1 Аналіз технологічних особливостей процесу хемосорбції .....	60
2.2 Методика розв’язання математичної моделі .....	63
2.3 Аналіз результатів .....	74
2.4 Висновки .....	76
3. КОМП’ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ КОНСТРУКЦІЇ РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО АБСОРБЕРА.....	77
3.1 Вибір програмного забезпечення та побудова моделі .....	77
3.2 Аналіз результатів моделювання.....	78
3.3 Висновки .....	79

4. ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ АБСОРБЕРА.....	80
4.1 Опис технологічного процесу збагачення біогазу.....	80
4.2 Конструктивні особливості розпилювального абсорбера .....	83
4.2.1 Порівняльний аналіз основних показників конструкції з діючими аналогами	83
4.2.1.1 Реферати про найбільш суттєві технічні рішення .....	83
4.2.1.2 Відомості про використані винаходи, результати патентних досліджень і патентну чистоту .....	86
4.2.1.3 Висновки патентних досліджень .....	86
4.2.2 Принцип роботи розпилювального абсорбера .....	87
4.2.3 Обґрунтування вибору конструкційних матеріалів .....	88
4.3 Технічна характеристика абсорбера.....	89
4.4 Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність конструкції.....	90
4.4.1 Матеріальний баланс .....	90
4.4.2 Тепловий баланс .....	94
4.4.3 Розрахунок геометричних розмірів апарата.....	97
4.4.4 Розрахунок центробіжного механізму .....	99
4.4.5 Розрахунок на міцність циліндричної обичайки абсорбера.....	103
4.4.6 Розрахунок фланцевого з'єднання корпусу і кришки .....	106
4.5 Рекомендація з монтажу та експлуатації .....	112
4.5.1 Компоновка та монтаж.....	112
4.5.2 Випробовування .....	113
4.5.3 Вимоги до експлуатації апарату .....	114
4.6 Висновки .....	115

5. РОЗРОБЛЕННЯ СТАРТАП-ПРОЕКТУ .....	116
5.1 Резюме.....	116
5.2 Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища підприємства .....	120
5.3 Визначення ключових факторів успіху проекту методом Шонфільда .....	125
5.4. Визначення потенційних споживачів .....	127
5.5 Джерела фінансування .....	130
Фінансування стартапів в Україні являється досить проблематичним питанням на ринку фінансів, оскільки залучення грошей на розвиток нової створеної компанії досить непросто, у зв'язку із високим ризиком неповернення цих коштів [66].....	130
5.6 Техніко-економічні показники підприємства .....	131
5.6.1 Забезпеченість проекту трудовими ресурсами .....	131
5.6.2 Калькуляція собівартості .....	133
5.6.3 Методи ціноутворення .....	136
5.6.3.1 Витратний метод.....	136
5.6.3.2 Параметричний метод .....	137
5.6.3.3 Конкурентний метод .....	137
5.6.3.4 Метод точки беззбитковості .....	138
5.7 Оцінка ризиків та страхування розробки .....	140
5.8 Висновки .....	142
ВИСНОВКИ .....	143
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ .....	145

### Перелік скорочень, умовних позначень та термінів

С-1 – ємність для попереднього утримання субстрату;

Зм-2 – змішувач;

Н-3, Н-7 – насос;

М-4 – метантенк;

Г-5 – газгольдер;

К-6 – когенератор;

К-8 – компресор;

Аб-9 – абсорбер;

Ф-10 – фільтр для видалення осаду;

Ма-11 – мембранний апарат;

З-12 – збірник для відпрацьованого субстрату;

Ц-13 – центрифуга;

Сш-14 – барабанна сушарка;

МЕА – моноетаноламін;

СР – сухі речовини;

оСР – органічні сухі речовини;

$t_{\text{проц}}$  – температура процесу, °С;

$c$  – теплоємність, Дж/кг·°С;

$\rho$  – густина, кг/м<sup>3</sup>;

$\lambda$  – коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·°С);

$\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості,  $\text{Па} \cdot \text{с}$  ;

$K$  – коефіцієнт теплопередачі,  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  ;

$\alpha$  – коефіцієнт тепловіддачі,  $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$  ;

$\delta$  – товщина стінки,  $\text{м}$  ;

$Re$  – критерій Рейнольдса;

$b/\tau$  – швидкість виходу біогазу,  $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{доба})$ ;

$V_{\text{роб}}$  – робочий об'єм апарата,  $\text{м}^3$ ;

$D$  – діаметр апарата,  $\text{мм}$ ;

$H$  – висота заповнення апарата,  $\text{м}$ ;

$\omega$  – кутова швидкість диска,  $\text{рад/с}$ ;

$z$  – число сопел розпилювального диску, шт;

$\rho_p$  – густина розчину моноетаноламіну,  $\text{кг/м}^3$ ;

$d_{\text{еф}}$  – ефективний діаметр прямокутного перерізу сопла,  $\text{м}$ ;

$F$  – площа перерізу сопла,  $\text{м}^2$ ;

$\omega_{\text{окр}}$  – колова швидкість диска,  $\text{м/с}$ ;

$D_o$  – діаметр диска,  $\text{м}$ ;

$X$  – змочений периметр,  $\text{м}$ ;

$R_o$  – радіус факелу розпилювання,  $\text{м}$ ;

$u_{\text{вит}}$  – постійна швидкість падіння краплі,  $\text{м/с}$ ;

$d_{\text{max}}$  – максимальний діаметр стійкої краплі  $\text{м}$ ;

$L$  – молярні витрати чистого абсорбенту,  $\text{кмоль} / \text{с}$ ;

$G$  – молярні витрати інертного газу,  $\text{кмоль} / \text{с}$ ;

$M$  – витрата абсорбату, що поглинається рідкою фазою,  $\text{кмоль} / \text{с}$

$\beta_p$  – коефіцієнт масовіддачі при фізичній абсорбції;

$a$  – питома поверхня контакту фаз;

$\alpha$  – ступінь карбонізації розчину;

$B_0$  – концентрація на вході хемосорбента,  $\text{кмоль}/\text{м}^3$ ;

## ВСТУП

З моменту появи розвиненого суспільства перед ним виникла потреба охорони навколишнього середовища. Внаслідок промислової, сільськогосподарської та побутової діяльності людини весь час відбувалися зміни фізичних, хімічних та біологічних особливостей навколишнього середовища, причому більшість з цих змін були вельми несприятливі.

Використання поновлюваних джерел енергії, зокрема енергії біомаси є достатньо розповсюдженою у світі практикою. Біогаз є найбільш рентабельним видом газоподібного палива, обсяги використання якого продовжує стрімко зростати за останній час.

Біогаз - це продукт обміну речовин метанових бактерій, який отримують в результаті розкладу органічної маси. Біогаз являє собою суміш вуглекислого газу та метану, що утворюється в процесі анаеробного бродіння в спеціальних реакторах — ферментерах [3].

Виходячи із досвіду європейських країн суттєве зменшення споживання природного газу можливе за рахунок використання анаеробної конверсії органічних відходів у біогаз, до складу якого входить метан.

Виробництво біогазу, як одного з видів альтернативних джерел енергії, є досить перспективним і рентабельним напрямком енергозбереження у підприємствах аграрного напрямку. Так як шляхом біоенергетичної утилізації органічних відходів, які являються результатом діяльності сільськогосподарських підприємств, задовольняється потреба у виробництві біогазу і органічних добрив високої якості.

Ефективну роботу в енергетичних установках з біогазу можливо забезпечити шляхом видалення з нього баластних домішок, таких як, сірководень та вуглекислий газ, вміст яких у сумі в біогазі може становити до 50 %.

Відомі способи очищення біогазу, які знайшли широке застосування: фізична абсорбція водою і розчинами моноетаноламіна (MEA); хемосорбція на водних розчинах  $^2\text{CO}_3$ ,  $\text{K}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{KOH}$ ,  $\text{Ca(OH)}_2$ ; адсорбція на оксидах



алюмінію і цеолітах . Кожен з методів має свої позитивні та негативні сторони. Найбільш оптимальним методом очищення, з суб'єктивної точки зору, являється застосування хімічної абсорбції водним розчином моноетаноламіна, використання якого можливе при атмосферному тиску [4].

Відокремлення сірководню та двоокису вуглецю із суміші, що містить метан методом хемосорбції водним розчином моноетаноламіна має застосування у разі очищення природного газу, при виробництві конвертованого газу шляхом каталітичної конверсії окису вуглецю. У промисловому виробництві для організації процесу хемосорбції конвертованого газу застосовують розпилювальні абсорбери, насадкові абсорбери, барботажні абсорбери з високошаровими тарілками. В біогазових установках з середньою продуктивністю за біогазом (500-2000) м<sup>3</sup>/год, через невисокі витрати газової фази не можливо забезпечити ефективність гідродинамічного режиму роботи в абсорберах тих типорозмірів і видів конструкцій, які виготовляються машинобудівною промисловістю, що створює необхідність розроблення нових типів конструкцій [14].

Метою даної дисертації є дослідження процесу збагачення біогазу в порожнистому розпилювальному абсорбері для збагачення біогазу.

Розпилювальні абсорбери, які задовольняють вимоги до очищення газів, є конструктивно простими, високопродуктивними, мають малий гідравлічний опір та можуть працювати в широкому діапазоні навантаження за газом й рідиною. Їх принцип дії ґрунтується на розпилюванні рідини в потоці газу[21].

Розпилювальні абсорбери відрізняються простотою конструкції і низькою вартістю, вони мають низький гідравлічний опір і можуть застосовуватися при сильно забруднених газах. При використанні форсунок відповідної конструкції порожнисті абсорбери мають змогу працювати і у випадку забруднених рідин, хоча це викликає іноді відомі труднощі.

Об'єктом дослідження є розпилювальний абсорбер для збагачення біогазу.

Предметом дослідження є процеси гідродинаміки та масообміну при хемосорбції вуглекислого газу розчином моноетаноламіну.

## ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ

### 1.1 Біогазова промисловість в Україні та світі

Розвиток біогазові технологій відбувається у достатньо швидкому темпами, зокрема у тих країнах, що гарно розвинені у галузі сільського господарства. Частка енергії, яку отримують із біомаси в країнах, що розвиваються, складає близько 30-40% от всієї енергії, що споживається, а в деяких країнах (в основному в Африці) досягає 90%. Близько 16 млн господарств по всьому світі використовують енергію для освітлення, обігріву та приготування їжі, що утворюється в біогазових установках. Прогноз росту вкладу біогазу як джерела відновлюваної енергії у світі передбачає досягнення 23,8% від загального споживання енергії до 2040 року [1].

На даний момент Китай посідає перше місце за кількістю діючих біогазових установок - близько 15 млн одиниць, друге місце належить Індії-приблизно 10 млн діючих апаратів, у країнах Європі також активно відбувається розвиток будівництво установок для біогазу[5].

Згідно статистичних даних кожного року країни ЄС продукують тверді побутові та сільськогосподарські відходи у об'ємі 100-130 млн т нафтового еквіваленту (н. е.). 50-60 млн т н. е. від цієї кількості можливо піддати переробці у віддаленій перспективі, а наразі 15-20 млн т н. е. Для альтернативних джерел енергії такі показники складають : геотермальна енергія — 3-7,5, сонячна енергія — 10-20, енергія вітру — 6-10 [6].

Станом на 2012 рік загальний обсяг виробництва первинної енергії з біогазу у країнах Європейського Союзу сягав понад 12 млн т н.е. (екв. 18,8 млрд природного газу), а число біогазових установок в 2014 році перевищувала 13800 одиниць[4].

В даний час ринок біогазових установок у Європі оцінюють у 2 млрд доларів, згідно прогнозів, він має складати до 25 млрд. До 2020 року на європейській практиці близько 75% біогазу отримують із відходів сільського господарства, 16% - з органічних відходів приватних домогосподарств і

підприємств, та 9% - каналізаційних очисних спорудах[6].

На сьогоднішній день передове місце серед країн Європи за числом біогазових установок, що знаходяться в експлуатації посідає Німеччині – станом на 2010 р їх нараховувалося порядку 9000. Лише 7% біогазу, що виробляється даними підприємствами доставляють у газопроводи, залишки - йдуть на потреби виробника. Очікується що біогазом можливо замінити 10-20% натурального газу, що використовується у країні [6].

Данія тримає лідерство згідно за масштабами застосування біогазу: майже 20% потреб енергоспоживання країни забезпечується таким видом палива. Серед інших країн Європи із швидкими темпами розвитку ринку біогазу варто відзначити Великобританію, Швецію, Норвегію, Італію, Францію, Іспанію і Польщу [2].

В США розвиток ринку біогазових установок відбувається значно повільніше, у порівнянні з Європою. Наприклад, попри існування значної кількості ферм, в країні працює лише близько 200 заводів по виробництву біогазу, що здійснюють свою роботу на відходах сільського господарства. На даний момент європейський ринок біогазових установок оцінюється у 2 млрд. доларів, по прогнозам він має зрости до 25 млрд. к 2020 року. Використання електроенергії і тепла, що виробляється за допомогою анаеробної переробки біомаси, в Європі зосереджено, в основному у Австрії, Фінляндії, Германії, Данії та Великобританії. [4].

В Австрії наразі діє більше 120 установок з об'ємами реакторів більше 2000 м<sup>3</sup> кожний, близько 25 установок знаходяться на стадії планування і впровадження. З точки зору інтенсивності використання біогазу лідерські позиції належать Данії: даний вид палива забезпечує майже 20% енергоспоживання країни[5].

Нині, Китай являється світовим лідером за запровадженням технологій створення біогазу. Сумарна кількість біогазу на території країни складає 14 млрд м<sup>3</sup> / рік. Разом з тим Китай займається експортом як і самого біогазу, так і двигунів на основі такого палива у більше 20 країн світу. Згідно з думкою світових експертів, якщо нинішні темпів зростання індустрії біогазу будуть

збереженні (що практично веде до щорічного подвоєння ринку) Китай вийде в світові лідери з виготовлення біогазу до 2021 року.

Китай здійснив перші спроби розвитку енергетики за використання біогазу аж в 1958 році, в той час появи програми по комплексному застосуванню біогазу з метою утилізації гною та покращення санітарних умов у сільській місцевості.

Незважаючи на це, китайський уряд почав робити перші активні дії по використанню біогазу лише у середині 1970-х років, після усвідомлення вигоди від застосування даного ресурсу для модернізації галузі сільського господарства. Саме тоді у селах Піднебесної почали з'являтися установки призначені для переробки каналізаційних стоків, які назвали «китайський купол».

На даний час подібні побутові установки з об'ємом 6-8 кубометрів здатні продукувати біогаз, який міг би задовільними 80% потреб сім'ї, що складається з 4-х чоловік. Переважна кількість установок є дуже простими у використанні та після проходження певного навчання, фермери мають змогу самостійно проектувати та експлуатувати такі установки.

До 2005 р. біогазових реакторів такого типу в Китаї налічувалося понад 10 млн, а виробляли вони приблизно 7,3 млрд м<sup>3</sup> біогазу на рік. Виготовлення «Китайського куполу» являється достатньо економічно доступним і недорогим. Перевагою такої конструкції являється відсутність будь-яких рухомих деталей, а рух сировина в ній здійснюється самопливом. Конструкція складається з вхідної труби, герметичної ями-реактора, вихідної труби для біогазу, вихідної труби для шламу і буферного накопичувача шламу[6].

Згідною з думкою експертів, китайський феноменом можна пояснити наявністю стабільної системи державної підтримки. Від 2003 року в цій країні здійснювалась семирічна «Національна програма розвитку сільської біогазової енергетики» – великий проєкт, що мав на меті задовільнити потреби більшої кількості сімей біогазом.

Але цей проєкт далеко не єдиний – розвиток сфери біогазової енергетики позначено як один з національних пріоритетів в таких законодавчих актах, як

«Одинадцятий п'ятирічний план соціально-економічного розвитку країни», в Середньостроковій і Довгостроковій програмах розвитку відновлюваної енергетики, Плани розвитку сільськогосподарської біоенергетики [7].

Насамперед, вони спрямовані на реформи у традиційному укладу, активізації допоміжної інфраструктури і згладжування диспропорцій у соціально-економічному розвитку між сільською місцевістю та містом. Біогазова програма – це так звана «зелена революція» на китайський лад. Як приклад, вартість овочів, що були вирощені без застосування хімічних добрив складає близько на 30% більше, оскільки вважається екологічно чистими.

У 1970-х годах уряд Китаю переконався у ефективності та стійкості використання біогазу, як ресурсу сільської місцевості і було надано підтримку фермерам. Державна підтримка надала імпульс та забезпечила форсоване зростання біогазової промисловості у Китаї.

Починаючи з 70-х років приблизно 80% автобусного парку у сільській місцевості та близько 60% національного парку працюють, використовуючи біогазх[8].

Окремі біогазові технологічні процеси, а також виготовлення двопаливного та біогазових моторів було приховане в Китаї аж до закінчення 80-х років минулого століття. До сьогоднішнього дня купольна система біогазової установки Китаю є стандартом у багатьох країнах світу. Сьогодні більше 31 млн китайських сімей встигли встановити біогазові установки в своїх будинках, і ці показники продовжують стрімко збільшуватись, щорічно зростаючи на кілька мільйонів [5].

Крім невеликих фермерських біогазових установок, на території Китаю діють 40 тис. великих і середніх станцій, що займаються виробництвом біогазу та близько 24 тис. біогазових очисних реакторів, що використовуються з метою переробки побутових відходів міста. Лише станом на 2010 рік було створено 4000 масштабних біогазових станцій, які діють на основі відходів з тваринницьких комплексів. На кінець 2010 року в Китаї, згідно зі статистикою Міністерства сільського господарства Китаю, енергія з біогазу використовувалась на 40 млн фермерських угідь, що складає 33% від всіх

діючих фермерських господарств Китаю.

За допомогою біогазу Китай задовольняє приблизно 30% потреб у енергоносіях. Завдяки цьому Китаю вдається заощадити близько 10 млн тонн нафти та якого завгодно іншого виду палива. Країна планує до 2020 року постачати біогаз у сільській місцевості для 300 млн чоловік [4].

Китайська влада всерйоз розраховує що біогаз стане істотним джерелом електроенергії для сільських районів. Відповідно до плану уряду щодо розвитку сільських та промислових біогазових станцій в країні планується щорічне зростання числа установок по виробництву біогазу на 15%.

Так, якщо до завершення семирічного плану сумарна потужність установок когенерації склала 5,5 ГВт, то до 2030 року цей показник має складати до 30 ГВт, , що дозволить повністю забезпечити сільських жителів електроенергією і теплом власного виробництва. Очікування китайської влади підкріплюються постійно зростаючими інвестиціями в галузь. [5].

За 11-ту п'ятирічку центральний китайський уряд витратив для розвитку біогазового виробництва у сільських місцевостях 21,2 млрд юанів.

Державні капіталовкладення, які обчислюються мільярдами євро надали змогу швидко сформувати виробництво біогазу в сільській місцевості Китаю, підвищивши кількість споживачів енергії від даного виду альтернативного палива.

Так, у 2010 році китайський уряд в межах цільового бюджетного асигнування інвестувало 800 мільйонів юанів. Дані кошти було використано задля закупки 200 тисяч біогазових установок з метою задоволення потреб мільйона селян Тибету [4].

Зростання даної промисловості вплинуло на інвестиційний клімат у містах, системи управління і функціонування біогазових станцій. Нині біогаз знаходить застосування як в школах, дитячих садах та інших соціальних об'єктах, як і на фермерських комплексах і приватних будинках[5].

Починаючи із 2002 року китайський щорічно надає близько 200 мільйонів доларів на підтримку виробництва установок для отримання біогазу. Фінансова допомога на кожную установку складає близько 50% від середньої

вартості.

Так, уряд Китаю виділяє одноразові гранти у розмірі 1500 юанів на придбання та монтаж біогазового обладнання вітчизняного виробництва. Відтак, період повернення капіталовкладень такого проєкту для фермера становить всього 2 роки [6].

Що стосується України, то виявлено великий потенціал біологічних ресурсів країни для виробництва біогазу, що надасть змогу задовольнити 4–7% річних потреб країни у області енергетики. Дані Агентства з відновлюваної енергетики свідчать про те, що станом 2000 р. об'єм використаного біогазу в Україні нараховував 0,02 ТВт·год. У перспективі передбачається значне збільшення цього показника: в 2030 р. – до 10,2 ТВт·год/рік, у 2050 р. – до 17,4 ТВт·год/рік [12].

В Україні існує незначна кількість прикладів запровадження технологій виробництва біогазу. Інформація про діючі біогазові установки наведено у табл. 1.1. У 1993 році було створено першу біогазову установку на свинофермі "Запоріжсталі". Надалі біогазові установки були побудовані компаніями "Еліта", "Агро-овен" та "Українська молочна компанія".

Таблиця 1.1— Діючі біогазові установки в Україні на 2020 р.

Підприємство	Рік запуску	Поголів'я	Сировина	Об'єм сировини, тонн на добу	Об'єм реакторів, м3	Потужність, кВт
Свиноферма комбінату "Запоріжсталь" Запоріжжя	1993	12000	Гній	20-22	595	-
Свиноферма корпорації "Агро-овен", Оленівка, Дніпропетровська область	2003	15000	Гній, жирові відходи	80	2x1000	180
Аграрна компанія "Еліта", Терезине, Київська область	2009	1000	Гній	60	1500	250
Ферма ВРХ "УМК", В. Крупіль, Київська область	2009	6000	Гній	400	3x2400 + 1 000	955

Україна має великий потенціал у розвитку біогазового виробництва. Для неї характерне добре розвинена аграрна промисловість, діяльність якої забезпечує гарну сировинну базу. Окрім того Україна має інтелектуальний та інноваційний потенціал. Однак, через недостачу фінансової підтримки та на недосконалість управління ризиками виведення на ринок інноваційних товарів реалізація цього потенціалу не може бути виконана у повній мірі [2].

На сьогоднішній день обсяги виробництва біогазу з відходів діяльності аграрної галузі в Україні експерти Національного аграрного університету оцінюють на рівні 1,6 млн. тонн умовного палива. Якщо брати до уваги технологічні можливості використання біомаси, як вихідної сировини для одержання біогазу, потенційні можливості синтезу біогазу та використання його у якості палива можливо вважати значно більшими [5].

Науково доказано, ефективність способу корисної утилізації ресурсів біомаси при їх анаеробному зброджуванні в біогазових установках, що дозволяє отримати пальну суміш газів, у якій показник теплоти згорання нараховуватиме приблизно 20–25 МДж/куб. м, а кількість метану коливатиметься в межах 60–75 %, буде отримано органічні добрива високої якості. Інформацію про потенційний ринок біогазових установок в Україні надано в табл. 1.2.

Таблиця 1.2— Потенційний ринок біогазових установок в Україні на 2020 р.

Тип обладнання	Великі біогазові установки	Міні електро- станції на звалищному газі	Всього
Приблизна ємність українського ринку установок	2900	90	2990
Встановлена потужність:			
МВт теплової енергії	711	20	731
МВт електричної енергії	325	80	405



Скорочення викидів вуглекислого газу, млн. т/рік	22,36	3,26	25,62
---	-------	------	-------

Продовження таблиці 1.2

Час експлуатації, год/рік	8360	8360	16720
Заміщення природного газу, млрд.куб. м/рік	1,15	0,21	1,36
Всього інвестицій	1465	404	1869

Відповідно до цих даних, виявлено значні показники потенційної ємності ринку установок по виробництву біогазу на території України і очевидним стає те, що когенераційні установки по виробництву біогазу, які розміщуються в аграрних виробництвах у перспективі будуть використовуватися як основне устаткування для біогазового виробництва в Україні. Згідно з результатами проведених досліджень, всупереч існуванню на національному агропромисловому секторі значного потенціалу біомаси, на сьогодні, виробництво біогазу в Україні відповідає етапу запровадження експериментальних зразків і пілотних проєктів [16].

До економічних факторів, що можуть стимулювати розвиток ринку технологій енергозбереження, є високі та неврегульовані ціни на газ на території України. Доповнення біоустановки системою для збагачення біогазу, надасть можливість отримання біометану - газу, що є аналогом природному. Його використання забезпечує потреби у опаленні, заправці машин та інших цілей.

Проте, істотною проблемою являється кредитна система в Україні. Для реалізації роботи біогазових станцій необхідно інвестування у розмірі 2-2,5 млн євро. Процедура надання кредиту на таку значну суму в Україні є вельми складною, а відсоток кредиту складатиме 5-7%. У країнах ЄС наявна велика кількість особливих програм, що забезпечують фінансування цієї сфери із низьким відсотком по кредиту- 1-3%. Як наслідок, біогазова станція має малі строки окупності, але у більшості представників українського ринку відсутні

кошти у необхідному об'ємі, для придбання станції, а економічна ситуація в країні та державна політика не стимулюють на підтримують дану сферу [3].

Попри те що Україна має значний сільськогосподарський потенціал для розвитку біогазової сфери, на сьогоднішній день потужних установок для виробництва біогазу фактично не представлено [3].

Основними фактором відсутності достатнього прогресу у сфері біогазового виробництва в аграрних підприємствах України, в першу чергу, являються нестача дієвої державної політики, що стосувалася би розвитку області біоенергетики, брак фінансової допомоги задля підтримки сфери альтернативних видів палива, недосконалість системи банківського кредитування і нестача власних інвестицій для виготовлення та реалізації біогазових установок, затримка інтеграційних процесів підприємств сільського господарства, відсутність мотивації до використання біогазових технологій та нестачу обізнаності суб'єктів господарювання в сфері сільського господарства що перспектив виробництва та споживання біогазу. З метою вирішення цих проблем та посилення процесів біогазового виробництва, на аграрних підприємствах країни необхідно створити державну програму, що підтримувала би введення біогазових технологій, схвалити на рівні законодавства систему пільг, гарантій для інвесторів, розробити нормативну базу для виготовлення та проєктування біогазових установок, надати частину бюджету задля побудови демонстративних біогазових установок тощо [1].

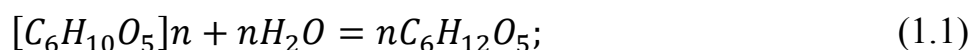
## 1.2 Характеристики та склад біогазу

Біогаз утворюється у результаті розкладання органічної матерії за участі бактерій. Певні види бактерій беруть участь у розкладанні органічних матерій, які мають у своєму складі здебільшого білок, воду, вуглеводів, жири, та мінеральні речовини, що розкладаються на їх первинні складові речовини – мінерали, діоксид вуглецю та воду. Продуктом обміну речовин, що утворюється у ході цього процесу суміш газів, яка має назву біогаз.

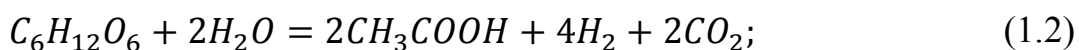
Горючий метан ( $\text{CH}_4$ ) становить від 5 до 85% і є основним компонентом біогазу, а значить і основним енерговмісним компонентом.

В основному будь-яка речовина органічного походження можна підлягає розкладу і аеробним, і анаеробним шляхом. Необхідно дотримуватись принципового правила, що свідчить: тверді матеріали, що мають складну структуру, наприклад солома та дерево підлягають розкладу за аеробних умов, іншими словами, компостування, в свою чергу рідкі та текучі речовини – харчові відходи, гній, жири і т.і. простіше розкладаються в анаеробних умовах, інакше кажучи, при бродінні [7].

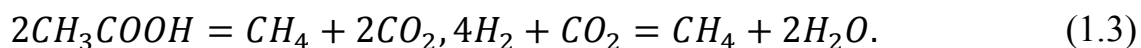
Отримання біогазу проводиться шляхом природного процесу мікробного розкладання органічної маси у вологому середовищі в анаеробних умовах (при відсутності кисню). У ході процесу біодеструкції органічних речовин з виділенням вільного метану, тобто метанового бродіння, утворюється біогаз називають метановим бродінням. Сутність процесу полягає у анаеробному бродінні, що проводять за рахунок життєдіяльності мікроорганізмів і даний процес супроводжується певними біохімічними реакціями [9]. Процес утворення біогазу відбувається у три стадії: I стадія – розкладання органічної маси (гідроліз):



II стадія – розмноження кислоутворюючих бактерій (ацетогенез):



III стадія – розмноження метаноутворюючих бактерій (метаногенез):



Біогаз, який отримують у ході процесу анаеробного зброджування тваринницьких відходів, можливо застосовувати для виробництва електроенергії і тепла, як заміну викопним енергоносіям, таким, як вугілля, нафта та природний газ, використання яких спричиняє велику кількість парникових викидів.

Завдяки анаеробному зброджуванню посліду або гною проблеми з відходами тваринництва, такі як зменшення ризику контамінації ґрунтів та води, зменшення викидів у атмосферу і вплив на зміну клімату можуть бути частково вирішені.

Показником якості біогазу в першу чергу являється вмістом у ньому метану або співвідношення горючого метану (CH<sub>4</sub>) до "непотрібного" вуглекислого газу (CO<sub>2</sub>). Двоокис вуглецю розводить біогаз, викликаючи значні втрати у випадку його зберігання. Внаслідок цього важливою задачею постає досягнення високого вмісту метану у біогазі та максимально низького вмісту у ньому двоокису вуглецю. За оптимальної температури зброджування біогазу- 34°C виникає можливість отримання газу з екскрементів тварин середнього складу, що характеризується співвідношенням CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub> = 2 (таблиця 1.3)

Таблиця 1.3— Склад та характеристика біогазу

Характеристика	Компоненти біогазу				Біогазова суміш (60% CH <sub>4</sub> +40% CO <sub>2</sub> )
	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	
Об'ємна частка, %	55-70	27-44	<1	<3	100
Об'ємна теплота згоряння, МДж/м <sup>3</sup>	35,8	-	10,8	22,8	21,5
Границя займання (вміст в повітрі), %	5-15	-	4-80	4-45	6-12
Температура займання, °C	65-750	-	585	-	650-750
Критичний тиск, МПа	4,7	7,5	1,3	8,9	7,5-8,9
Критична температура, °C	- 82,5	31,0	-	100,0	-2,5
Нормальна густина, г/л	0,72	1,93	0,09	1,54	1,2
Критична густина, г/л	102	468	31	349	320

Загалом варто відмітити, що для мокрого методу, краще аби вміст сухої речовини складав 5-15%. У разі коли вміст сухого продукту становить менше за 5%, відтак процеси теж відбуватимуться, але виникатиме потреба «марного» використання води у значному об'ємі, що, в свою чергу, суттєво впливатиме на рентабельність. 15% вмісту сухої субстрату-це верхня межа, за якої речовина поки ще можливо перекачати насосом, піддавати перемішуванню та змішувати. Сухий метод використовують для сипучих матеріалів, у яких вміст сухої речовини складає понад 25%. Кількість сухої речовини в придатного кращим чином до компостування матеріалу коливається від 40 до 60%.

Суттєвим фактором, як і раніше, являється кількісне співвідношення азоту та вуглецю (співвідношення N:C), що має коливатися у межах від 10:1 до 40:1. Сільськогосподарські відходи з тваринництва надають сприятливі умови обох видів, як для анаеробного, так і для процесу аеробного бродіння, так як їм притаманний збалансований склад поживних компонентів та значний буферний потенціал.

При аграрному отриманні біогазу в межах останніх років трапилися великі зміни в видах субстратів, що використовуються. Наразі рідкістю є використання на практиці виключно рідкого або твердого гною. Тільки певна частина великих підприємств у східній частині Німеччині використовують біогазові установки, для роботи яких використовують лише рідкий гній. Переважна кількість установок у своїй роботі застосовують силос із цілих рослин, силос з сіна та залишків зерна, в деяких випадка взагалі не використовують гній [18].

Суміш, що має в своєму складі багато різноманітних субстратів, в залежності від типу субстратів, наділена надзвичайно різними показниками по розшаруванню. Зі свого боку, даний фактор має вплив на осідання і утворення плаваючої кірки і повинен бути врахований при виборі типу мішалки (техніки і її потужності).

Постійно діючим є правило, що схильність субстрату чи суміші до розшарування залежить від її густини: чим густіше суміш, тим меншим є показник схильності до розшарування. Гомогенна суміш що незначний розмір

складових часток і великий вміст сухих речовин (СР), до яких, наприклад, належить гній великої рогатої худоби, який зміщують з рослинними субстратами, має незначну схильність до розшарування. Високу здібність до розшарування мають рідкий гній свиней і курячий послід, картопляний сік і стічна вода в поєднанні з рослинними субстратами як наприклад не подрібнені: свіжа солома, скошена трава і т.п [10].

Склад рідкого і твердого гною насамперед зумовлений видом тварин, залежить від цілі їх утримання, від продуктивності та типу стійла, окрім того має значення годування, кількість втрат води та аміаку за рахунок випаровування, застосування підстилки, кормових залишків, атмосферних опадів і від води, що була використана з метою очищення.

Будь-якому фермеру, у якого на меті виготовлення біогазової установки, варто зробити якомога репрезентативніший аналіз субстрату з метою виявлення в першу чергу змісту органічного сухої речовини у його складі. Окрім того, необхідно враховувати сезонні коливання у складі та кількості субстрату. Дані зміни помітні насамперед при утриманні великої рогатої худоби, якщо в літню пору року годувати тварин травою або випасати на вигонах. Відповідно табл. 1.4 показує нам різницю в різних видах гною і частково великі коливання, при використанні одних і тих же матеріалів [9].

Таблиця 1.4—Різниця у складі та виході біогазу для різних видів рідкого та твердого гною при мезофільному температурному режимі за часу бродіння 30-35 днів

Коливання в складі субстрату та вихід біогазу			
Вид тварин	Гній худоби		Кури
	рідкий	твердий	послід
субстрат	7-17	25-40	20-34
СР%	44-86		70-80
оСР% СР	3,0-5,4		5,5-10
кг оСР / ВРХ / день	6,2-8		7-8

Продовження таблиці 1.4.

рівень pH	12-24	17	12
Сирі волокна% СР	2-5,0	9	2
Сирий жир% СР	10-18	24	26
Сирий протеїн% СР	20-43	32	27
Екстракти, що не містять азоту % СР	3,3-9,9	3,9-8,0	17
(Вуглеводи)	176-520	220-637	327-722
загальний вміст	0,56-1,5    1,5-2,9	0,60-1,25	3,5-4,0
азоту г / л	Ø 1,11    Ø 2,0	Ø 0,88	Ø 3,75

Існують значні відмінності між між рідким гноєм худоби та свиней, курим послідом, а також істотні зміни в окремих параметрах (табл. 1.4) [18].

Проте, можливо виділити характерні особливості для кожного виду: відсоток вмісту сухої речовини у гною свиней- низький, для гній худоби- середній, а пташиного посліду це значення достатньо високе. Зміст органічної сухої субстанції (оСР), що є важливим показником для виходу біогазу в посліді курей в середньому вище, у порівнянні з гноєм свиней та худоби. Причиною низького вмісту оСР являється потрапляння в корм глини та піску, а також пилу із бетонних поверхонь. Для таких речовини характерна схильність до утворення осаду в ферментаторі та резервуарі для зберігання.

Орієнтовні дані по виходу газу із різноманітних видів сировини наведені в табл. 1.5 [8].

Таблиця 1.5—Контрольні дані щодо виходу газу з органічних добрив, що отримуються в сільському господарстві

Вихід газу з органічних добрив, які отримуються в сільському господарстві								
Субстрат	СР %]	З них оСР [%]	Біогаз[ л/кг оСР]	Вміст метан у	Мета н [л/кг оСР]	N	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> кг/т твердог о гною	K <sub>2</sub> O
Рідкий гній худоби із залишками корму	8	80	370	55%	204	3,5	1,7	6,3
рідкий гній худоби без залишків корму	8	80	280	55%	154	3,3	1,6	5,9
свинячий гній	6	80	400	60%	240	3,6	2,5	2,4
твердий гній худоби	25	80	450	55%	248	4,0	3,2	8,8
Пташиний послід, сухий без соломи	45	75	500	65%	325	18,4	14,3	3,5
Кінський гній, без соломи	28	75	300	55%	164			

Найгірші показники по виходу газу характерні для гною тварин. Велика



рогата худоба, такі як жуйні тварини, маючи особливу мікрофлору шлунку, у якій міститься багато бактерій, серед яких і метанові бактерії, до того ж мають довгий шлунково-кишковий тракт та значне подрібнення речовин, які легко перетравлюються, вживає велику кількість сирової клітковини. За рахунок великого вмісту сухої субстанції, даний дефект гною худоби зменшується[9].

Вихід біогазу зі свинячого гною набагато вищий, порівняно з худобою, так як у складі гною наявна непомірна кількість нерозщеплених поживних речовин. Це пояснюється специфічними фізіологічними особливостями травлення свиней. Для всіх птахів, в тому числі і для курей, властивий короткий апарат перетравлення, яким пояснюється їх мала вага. У складі пташиного посліду є ще чимала кількість компонентів, які розкладаються. Цим пояснюється найбільший вихід газу у посліду. Першочергово, він являється дуже багатим сухою масою, так що, зазвичай, потребує розбавляння його водою. Високий вміст N викликає значні проблеми із біологічними процесами.

Суміш із гною великої рогатої худоби, птахів та свиней дозволяє усунути недоліки у складі гною окремих видів тварин. Такий спосіб успішно використовується у роботі деяких установок з виробництва біогазу. Через спеціалізацію у аграрній промисловості велика кількість установок з біогазу заповнюється гноєм тварин лише одного виду; як правило до них належить худоба (м'ясні бики ,молочні корови, молодняк худоби). За рахунок гною свиней для відгодовування працює значно менше число установок, та лиш декілька використовують курячий послід [8].

Застосування екскременти тварин єдиного виду надає можливість отримати різний за складом гній:

- гній у молочних корів є більш рідким, у порівнянні з молодого худобою чи м'ясними биками
- гній молодого худоби проти гною м'ясних биків надає на 10% менше виходу газу у зв'язку з меншою інтенсивністю годування, гною молочних корів притаманний набагато менший вихід газу проти гною биків.
- у свиноматок відбувається краще засвоєння корму, порівняно зі свинями для відгодовування, через що гній свиноматок дає газу близько на 10% менше

у порівнянні з гноєм відгодівельних свиней.

У складі гною худоби, залежно від її годування присутні деякі частинки корму, наприклад сіно, трава і силос. У разі неправильного змішування, ці компоненти спливають у гної та створюють плаваючу коринку, товщина якої може бути настільки великою, так що ускладнить їх розділення. Окрім того, у разі годування тварин травою, необхідно брати до уваги те, що такі речовини, як глина, пісок чи навіть каміння, можуть потрапляти безпосередньо чи через шлунок худоби у гній, подібним способом туди можуть проникати частки металу у вигляді шурупів або часточок цинку з аграрних машин та апаратів [9].

Для свинячого гною притаманна схильність до формування осаду, насамперед, у разі осадження на нього кукурудзяного лушпиння чи зерна , що було неперетравлене. У випадку неналежного перемішування , в деяких випадках можуть товщина утворених шарів може складати декілька дециметрів, а позбутися їх постає досить важкою задачею.

У курячому посліді наявне пір'я, для якого притаманне утворення плаваючої коринки, однак, пташиний послід внаслідок специфіки годування має значну кількість піску та крейди , через що необхідно врахувати і утворення осаду.

### 1.3 Способи очищення біогазу від різних домішок

За температури процесу бродіння 30-40 °C біогаз виходить із реактора у стані насиченої водяної пари. З огляду на це, сирий біогаз, що насичений водяною парою та має у складі, разом з метаном ( $\text{CH}_4$ ) і вуглекислим газом ( $\text{CO}_2$ ), також значну кількість сірководню ( $\text{H}_2\text{S}$ ). Щоб захистити агрегати газопідготовки від значного зносу, поломки та дотримуватись вимог до наступних ступенів очищення, ці компоненти, окрім метану, з біогазу необхідно вилучити видалити.

Відомо, що на сьогодні виділяють три основні методи, що застосовуються для очищення біогазу: метод рідкого (мокрого) і твердого (сухого) хімічного поглинання домішок (абсорбційний і адсорбційний), метод мембранного поділу і виморожування (кріогенний) [14].

Сірководень, вміст якого у біогазі може складати 3%, являється найбільш небажаним складовим компонентом біогазу. Для нього характерні токсичність, наявність неприємного запаху. У разі присутності високої вологості і, у значній мірі у комбінації з діоксидом вуглецю спричиняє корозію металевих обладнань, при згорянні утворює оксид і діоксид сірки, які, при взаємодії з парами води, перетворюються в сірчисту і сірчану кислоти, які мають високу корозійну активність [15].

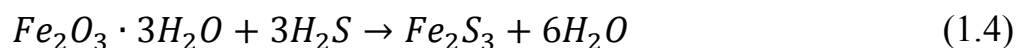
Хлор - і фтор вуглеводні спричиняють утворення корозії через те, що конденсація продуктів згорання в апараті веде до утворення соляної та фтористоводневої кислоти.

Видалення сірководню і галогеновмісних вуглеводнів здійснюється за допомогою діючих установок різноманітними методами: адсорбція за використання активованого вугілля чи абсорбція у промивальному розчині.

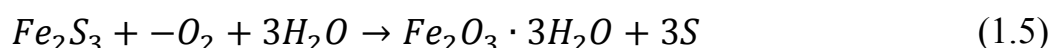
При проходженні процесу адсорбції спершу біогаз пропускають через попередньо оброблене активоване вугілля, де  $\text{H}_2\text{S}$  окислюється до сульфурі, що сорбується за допомогою пор вугілля (у співвідношенні 0,3 кг сірки на 1 кг активованого вугілля). Адсорбція водяної пари у складі біогазу на активованому вугіллі, призводить до зменшення активності вугілля по відношенню до

галогеновмісних вуглеводнів. У зв'язку з цим осушення є обов'язковим процесом, що передує наступному етапу збагачення біогазу. Після цього газ проходить через спеціальну насадку з активованим вугіллям, на котрій проходить адсорбція галогеновмісних вуглеводнів [12].

Для видалення з біогазу сірководню використовують різні способи. Для біогазових установках невеликої потужності (сотні м<sup>3</sup> / добу) приміняють адсорбційний («сухий») спосіб видалення H<sub>2</sub>S шляхом утворення сульфідів при взаємодії з оксидом заліза (фероокисний фільтр) [13].:



Оптимальна вологість адсорбенту (5-20%) забезпечують присутні у біогазі пари води. 1 кг оксиду заліза сорбує близько 250 г H<sub>2</sub>S. Регенерація адсорбенту здійснюється продувкою повітрям. При цьому утворюється елементарна сірка, яка відкладається на поверхні оксиду заліза [14] :



Після кожної регенерації сорбційна здатність оксиду заліза зменшується в середньому на 15%, що обумовлює необхідність регулярної заміни відпрацьованого сорбенту [13].

Для проведення безперервної десульфуризації біогазу використовують двоколонну установку зі змінним режимом роботи колон: в одній колоні проходить процес поглинання сірководню, а у другій - регенерація сорбенту продувкою повітрям (рис.1.1).

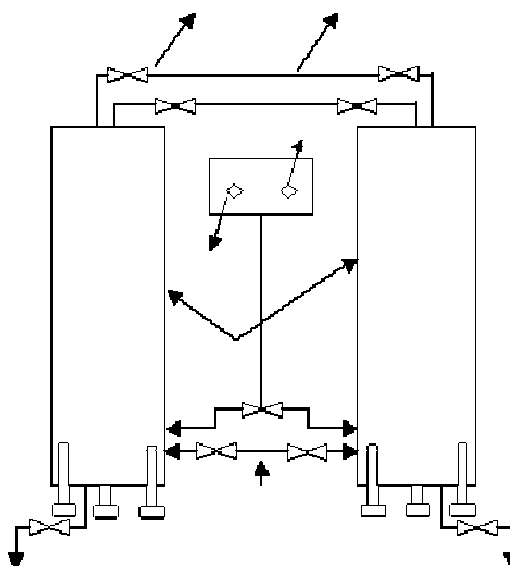


Рисунок 1.1 –

Двоколонна

установка для очищення біогазу від сірководню.

З метою поглинання сірководню доцільним є використання гідроксиду заліза ( $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ) шляхом його завантаження із розміром часточок близько 10-20 мм. Частки розмішуються у колоні ( з розмірами 1,0-1,2 м у діаметрі та висотою 2-3 м) у вигляді шарів, що мають низьке значення гідравлічного опору. Задля очищення біогазу об'ємом  $100 \text{ м}^3$ , що має у своєму складі 0,35% сірководню, необхідно використати  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  у кількості близько 2 кг. Згідно стехіометричному рівнянню витрати гідроксиду заліза відповідають співвідношенню 2,1 кг на 1 кг вилученого сірководню [13].

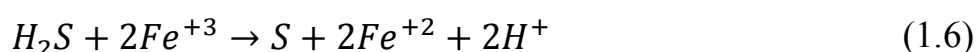
Застосування методу змінного тиску має на меті адсорбцію або так званий «сухий метод» , що використовується задля усунення вуглекислого газу. Використовуючи компресор (близько 8-10 бар) біогаз спресовують у адсорбуючий резервуар. У цьому резервуарі  $\text{CO}_2$  відокремлюється за рахунок того, що затримується на ситі (молекулярні сита на основі вуглецю) чи активованому вугіллі.

До головних недоліків «сухого» методу десульфуризації біогазу належить ризик самозаймання матеріалу унаслідок виділення великої кількості теплоти, яка виділяється через регенерацію.

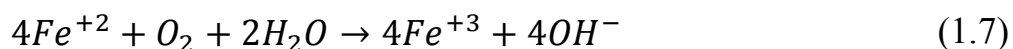
До інших методик відокремлення важких та галогеновмісних вуглеводнів включають абсорбційне очищення, рушійною силою котрого являється різниця розчинності компонентів газу у водних розчинах певних хімічних сполук та у воді. Ця технологія передбачає абсорбцію галогеновмісних сполук розчином для промивання, до складу якого входять суміші різних органічних розчинників. При цьому ефективність видалення хлоровмісних сполук складає понад 95%.

Абсорбційний («мокрый») спосіб очищення за використання розчинів солей заліза є доцільним у разі великих значень витрати біогазу (тисячі  $\text{м}^3$  / добу) з великим вмістом сірки [11].

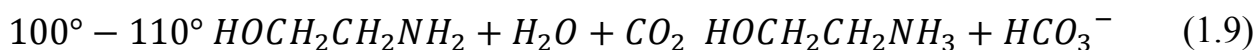
Вихідний потік біогазу у відновлювальній колоні (абсорбері) промивають розчином  $\text{Fe}^{+3}$  (суспензією  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ):



Сірка видаляється з промивного розчину через відстійник. Розчин відновлюється в окислювальній колонії шляхом продувки повітрям:



Одночасне видалення з біогазу  $CO_2$  та  $H_2S$  можна здійснити при використанні водних розчинів деяких хімічних сполук. Як приклад, слабка за своїми властивостями основа- моноетаноламін обернено вступає у взаємодію з  $H_2S$  і  $CO_2$ :



Зміна температури легко призводить до зсуву рівноваги обернених реакцій. Метод очищення біогазу за допомогою моноетаноламіну очищення дозволяє повністю видалити вуглекислий газ з біогазу та зменшити концентрацію сірководню до 0,001% об.

Ще одним способом збагачення біогазу шляхом очищення його від  $CO_2$  з частковим видаленням  $H_2S$ , що вирізняється своєю простотою та дешевизною, є промивання водою у абсорбційній установці під тиском близько 0,1 МПа. Вода, яка насичується  $CO_2$ , за допомогою продувки повітрям за атмосферного тиску, відновлюється. Компенсація витрат енергії на попереднє стиснення біогазу, що не пройшов очищення, здійснюється завдяки високому вмісту у очищеному газі метану. До другого ступеня очищення біогазу після процесу десульфуризації належить промивка водою [13].

Перший метод зазвичай передбачає використання рідких хімічних поглиначів вуглекислого газу - моно- і діетаноламін. Ці речовини захоплюють вуглекислий газ, при цьому не вступають у взаємодію з метаном. На виході отримують практично чистий метан, проте рідка фаза потребує заміни. Ефективним методом звільнення фази від вуглекислоти, яку було поглинуто, є її нагрівання. Очевидно, що така технологія невдалою з точки зору витрат енергії. Подібні високі витрати енергії характерні для криогенного методу -

витрата установкою великої кількості енергії, необхідної для заморозки вуглекислого газу веде до зниження її загального ККД [13].

Залучення мембранних технологій вважається досить новою методикою у біогазовій сфері. У мембранних технологіях різні швидкості дифузії молекул газів забезпечують розділення метану та інших складових газу. Невеликі за розміром молекули метану набагато швидше проходять через переважну більшість мембран у порівнянні з двоокисом вуглецю або вуглеводнем. Водночас, можна корегувати чистоту газу за типом мембрани, її поверхнею, кількістю ступенів поділу та змінюючи швидкість потоку.

Метод поділу компонентів за допомогою мембран базується на пропусканні через поверхню мембрани біогазу, попередньо стисненого компресором, тиск біогазу за рахунок роботи компресора збільшують до 10 і більше атм, після чого його подають на мембранний модуль. Перша стадія очищення біогазу забезпечує підвищення в ньому концентрації метану до 80-85 відсотків. Але цей результат не є достатнім, тому його направляють на другу стадію. Сумарні витрати на самозабезпечення даного апарату складають 30 відсотків виробленої енергії [12].

До інших методів поділу біогазу належить мембранно-абсорбційний. За такого способу поєднуються ключові переваги як абсорбційного, так і мембранного методів. За зразок класичного метода хімічної абсорбції, у даному випадку рідкий абсорбент також захоплює вуглекислий газ. Проте, оскільки газ і рідина розділені мембраною, безпосереднього контакту фаз немає. При використанні такої технології не має потреби у підвищенні тиску біогазу з метою його подачі на мембрану, оскільки рух газу з біореактора проходить самотоком під значенні тиску трохи вище атмосферного [4].

В той час, як біогазовий потік рухається уздовж мембрани, діоксид вуглецю видаляється через мембрану у рухливу рідку фазу абсорбенту, і в біогазі відбувається різке зростання концентрації «непроникаючого» метану. Модуль мембрани уявляє собою етажерку, з розподілом - рідина / газ / рідина / газ, - та зосереджений у герметичному колекторі. Розміщення мембранної системи на виході з біореактора забезпечить відведення  $\text{CO}_2$  і на виході

можливо вилучення метану необхідної чистоти. Надалі вуглекислий газ видаляється і надходить в парники подається через труби [12].

Використання комбінованої технології очищення біогазу, не допускає небажаних енерговитрат, що при звичайних способах кондиціонування використовуються для нагріву хімічного сорбенту, охолодження суміші газів (в криогенному методі очищення) чи для збільшення тиску біогазу (в мембранному методі очищення).

Ефективність очищення біогазу до якості природного газу має практичний сенс лише у разі високої витрати палива. Вважається, що система очищення виправдовує себе для установок, які виробляють газу від  $250 \text{ м}^3 / \text{год}$  [11].



### 1.4 Аналіз апаратури для проведення хемосорбції

На сьогоднішній день наявні два типи газо-і паровловлюючих апаратів. У першому типі установок можливе санітарне очищення викидів та не має потреби у подальшій утилізації уловлених домішок, які присутні у невеликій кількості, проте навіть у невеликих концентраціях вони становлять небезпеку для людського здоров'я. Інший тип установок знаходить застосування у промисловому очищенні викидів від великих кількостей небезпечних домішок та їх подальшою концентрацією та із застосуванням надалі як вихідну сировину у різних типах технологічних процесів.

Способи очищення промислових викидів від наявних у них пароподібних та газоподібних забруднювачів за способом здійснення фізико-хімічних процесів можна розділити на п'ять провідних груп: вбирання компонентів із складної газової суміші рідким поглиначем (абсорбція); промивання викидів розчинами реагентів, які хімічно пов'язують домішки (хемосорбція); всмоктування газоподібних домішок за участі твердих активних речовин (адсорбція); нейтралізація газів, які відходять термічним способом і поглинання домішок шляхом каталітичного перетворення.

Обладнання для проведення процесу хемосорбції подібне до обладнання, яке використовують для абсорбції. Установки, у яких проводять процес абсорбції, називають абсорберами.

Абсорбція є одним з найбільш розповсюджених технологічних процесів у деяких галузях промисловості, зокрема у хімічній та газонафтопереробній промисловості. Результатом цього процесу є вилучення одного чи кількох компонентів із складних сумішей газів за участі рідкого поглинача.

За допомогою процесу абсорбції можливо забезпечити очищення газових викидів за рахунок розподілення газоповітряної суміші на певні складові компоненти шляхом абсорбції однієї чи кількох шкідливих домішок

(абсорбатами), які знаходяться у складі цієї суміші, рідким поглиначем (абсорбентом) із створенням розчину.

Найширшими сферами застосування процесів абсорбції у хімічній, нафтохімічній і схожих технологіях являються наступні виробництва:

- отримання більшості хімічних речовин (кислот неорганічного походження, органічних речовин та розчинів) завдяки поглинанню водою чи іншою рідиною певних компонентів газу (наприклад, при виробництві соляної, азотної, сірчаної та деяких інших кислот); у випадку поглинання газів та пари речовини (наприклад, бензолу, фенолу, толуолу) із коксового газу; на виробництвах великої кількості органічних речовин - дихлоретану тощо;
- відокремлення окремих вуглеводнів зі складу попутних та природних газів, окрім того, для газів нафтопереробки; осушування.
- очищення вуглеводневих газів від домішок кислих і шкідливих газів та від парів вологи;
- очистка від домішок інших газів технологічних (наприклад, очищення азотно-водневої суміші від домішок CO та CO<sub>2</sub>);
- сепарація важливих складових компонентів з газових сумішей (наприклад, у разі вилученні з коксового газу аміаку, пари бензолу та ін.);
- вбирання із парогазової суміші цінних компонентів задля застосування їх повторно (наприклад, вловлювання пари розчинників - спиртів, кетонів, ефірів і ін.);
- усунення шкідливих компонентів відхидних газів за рахунок поглинання їх водою, розчинами лугів чи кислот. Як приклад, розповсюджені процеси поглинання аміаку водою чи кислотою; поглинання окислів азоту лужними розчинами; очищення вихлопних газів від двооксиду сірки або від фтористих сполук та ін.

Установки для проведення абсорбції класифікуються зважаючи на їх технологічне призначення, виду внутрішнього пристрою, завдяки якому відбувається контакт газу(або пару) і рідини та значення робочого тиску.

Відповідно до технологічного призначення абсорбційні апарати поділяють на [17]:

- апарати установок осушення;
- апарати для очищення газу;
- апарати газорозподілу і т.д.

Для абсорбції, як і для решти процесів масопередачі, характерний перебіг процесу на поверхні розділу фаз. Через це абсорберам необхідна розвинена поверхня зіткнення між газом (парою) та рідиною. За способом утворення поверхні контакту фаз абсорбційні установки можна поділити на 4 окремі групи: поверхневі та плівкові; насадкові; барботажні (тарілчасті); розпилювальні [16].

За способом організації масообміну абсорбери прийнято ділити на апарати з безперервним і ступінчастим контактом фаз. До пристроїв з безперервним контактом можна віднести насадкові колони, розпилювальні апарати (порожністі скрубери, скрубери Вентурі, ротоклони і ін.), однополичні барботажні і пінні пристрої, а до пристроїв із ступінчастим контактом - тарілчасті колони, багатополичні барботажні і пінні пристрої.

Головною метою є вибір конструкції абсорбера, яка б могла забезпечити баланс між протіканням масообмінних процесів та техніко-економічними характеристиками апарата.

Перевагою методів проведення абсорбції являється можливість безперервного проведення технологічного процесу та забезпечується економічність очищення значної кількості газових викидів. Недолік таких методів полягає у громіздкості устаткування та виникненні необхідності утворення систем рідинного зрошення. Під час перебігу процесу очищення газу охолоджуються, внаслідок чого знижується ефективність розсіювання при відводі їх у атмосферу. До конструкції абсорберів висувається перелік загальних вимог, що включають у себе наступне: висока продуктивність і інтенсивність масопередачі при можливо малих об'єму апарата і витрат металу на його виготовлення, простота конструкції апарату, надійність в експлуатації, можливість очищення поверхні, зручність огляду, ремонту і взаємозамінність

окремих частин.

До того ж при підборі типу і матеріалу абсорбційного пристрою враховуються в кожному випадку фізико-хімічні умови проведення процесу з врахуванням техніко-економічних факторів.

### **1.5 Визначення дослідної конструкції абсорбера**

Значна кількість існуючих типів абсорбційних установок викликає складнощі у доцільності вибору того чи іншого типу апаратів для кожного окремого випадку. У більшості випадків проведення вибору типу установки є достатньо безпідставним та досить часто традиція, яка характерна для тієї чи іншої галузі промисловості є визначальним фактором. Іноді подібні традиції, підпорядковуються даним 30-40-річної давності, через що не виникає невідповідність сучасному рівню абсорбційних апаратів. Зазвичай проектування і робота абсорберів на виробництві проходить при не оптимальних режимах, що у свою чергу призводить до помилкового уявлення щодо ефективності роботи того чи іншого типу апарату. Як приклад, насадкові абсорбери на деяких виробництвах працюють із низькими значеннями швидкості газу, що призводить до зниження їх ефективності.

Умови абсорбції і вимоги, що пред'являються до абсорбції апаратів, в різних виробництвах сильно розрізняються. Тому неможливо рекомендувати який-небудь один, найкращий для всіх випадків, апарат. Найоптимальнішим апаратом вважається такий тип, техніко-економічні показники якого матимуть найвищі показники, це означає що вартість переробки 1 м<sup>3</sup> газу чи витрати на 1 т продукції будуть найнижчими. Важливо і необхідним є врахування витрати, які не тільки напряму пов'язані з процесом абсорбції, але і на додаткові операції. Наприклад, якщо при проведенні абсорбції тепло відводять за допомогою виносних холодильників, слід врахувати витрати на спорудження та на експлуатацію таких холодильних апаратів.

У більшості випадків мають на меті використовувати високо інтенсивні абсорбційні установки, невеликі за своїми габаритами. Проте вартість таких

абсорберів зазвичай досить висока; більш того, процес протікає при значних витратах велику енергії, а такі апарати виявляються вкрай не надійними у ході експлуатації. Як результат, матеріальні витрати на процес значно зростають. Унаслідок цього необхідно проводити попередній розрахунок доцільності інтенсифікації. Оцінками ефективності роботи абсорберів як правило слугують різні співвідношення, які враховують характеристику інтенсивності процесу та гідравлічного опору. Вибір найкращого тип установки для кожного окремого випадку здійснюється тільки у результаті розрахунків техніко-економічних показників, які проводяться для декількох вибраних типів. Однак існують деякі положення, за допомогою яких можна відібрати в кожному випадку кілька типів для подальшого їх техніко-економічного порівняння.

**Поверхневі абсорбери.** Даний тип абсорберів застосовується для абсорбції газів, що мають гарну розчинність. У таких установках газ пропускають над поверхнею рідини, яка рухається. Оскільки в таких абсорберах мала поверхня контакту фаз, необхідним стає встановлення кількох послідовно з'єднаних абсорберів, у яких фази газ та рідина протікають одне до одного. Для створення самостійного руху рідини по абсорберам, необхідне розміщення кожного наступного по ходу рідини апарату дещо на нижчому рівні за попередній. Вивід тепла, виділеного при проходженні абсорбції, здійснюється за допомогою встановлення змійовиків, які охолоджують водою чи деяким іншим охолоджуючим агентом, а також абсорбери уміщають до ємностей з проточною водою [17].

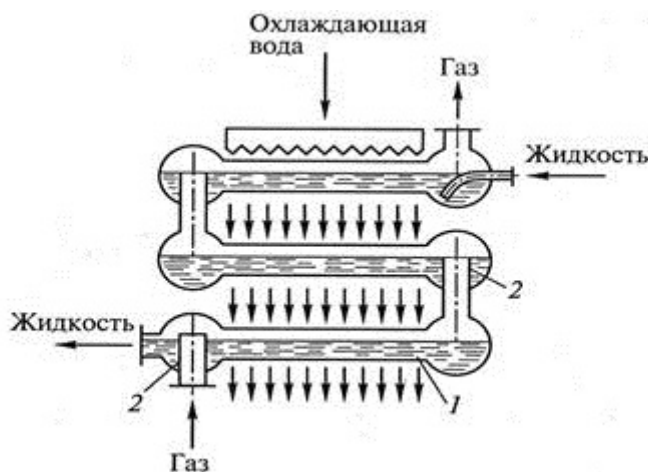


Рисунок 1.2 – Схема зрошувального поверхневого абсорбера

1 – труба; 2 – зливний поріг.

Представником апаратів даного типу являється зрошувальний абсорбер (рис. 1.2), до складу якого входять горизонтальні труб, розміщені у декілька рядів 1, які зовні зрошуються водою. Наявність зливного порога 2 забезпечує потрібний рівень рідини у кожному елементі конструкції.

Плівкові абсорбери. Такі апарати відрізняються більшою компактністю та ефективністю у порівнянні з поверхневими абсорберами. Поверхнею контакту фаз у абсорбера плівкового типу слугує поверхня стікаючої плівки рідини. У свою чергу, апарати даного типу можна поділити на: трубчасті абсорбери, абсорбери з плоско - паралельною або листовою насадкою, абсорбери з вихідним рухом плівки рідини [17].

Трубчастий плівковий абсорбер (рис. 1.3) подібний до вертикального кожухотрубного теплообмінника за особливостями конструкції. Рідина надходить на верхню частину трубної решітки 1 і рухається по внутрішній поверхні трубок 2 стікаючою плівкою. Рух газу відбувається всередині трубок протичечією плівці рідини, що стікає. Воду на охолодження подають у міжтрубний простір [17].

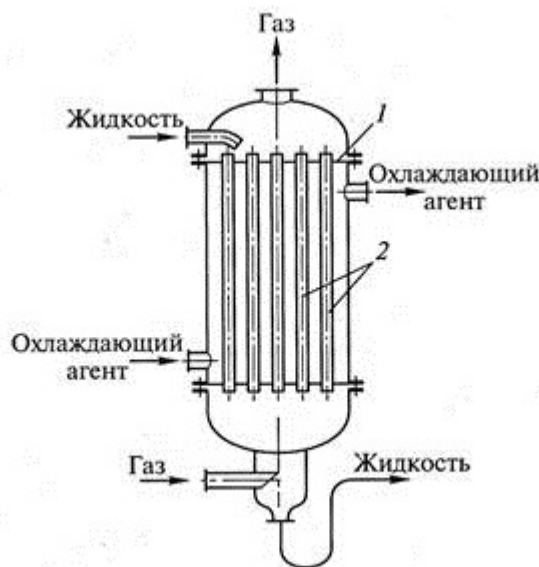


Рисунок 1.3 – Схема трубчатого плівкового абсорбера

1 – трубна решітка; 2 – трубка, по внутрішній частині якої стікає рідина у вигляді плівки.

Абсорбер з листовою насадкою (рис. 1.4) має вигляд вертикальної колони

із насадкою з вертикальними листами 2, над якими розміщено розподільний пристрій 1 для розподілення рідини, яка плівкою стікає з обох сторін пластини, по насадці. Рух газу відбувається протитечією рухові стікаючої плівки. До недоліків даної конструкції апарату належить відсутність можливості відведення з нього теплоти [15].

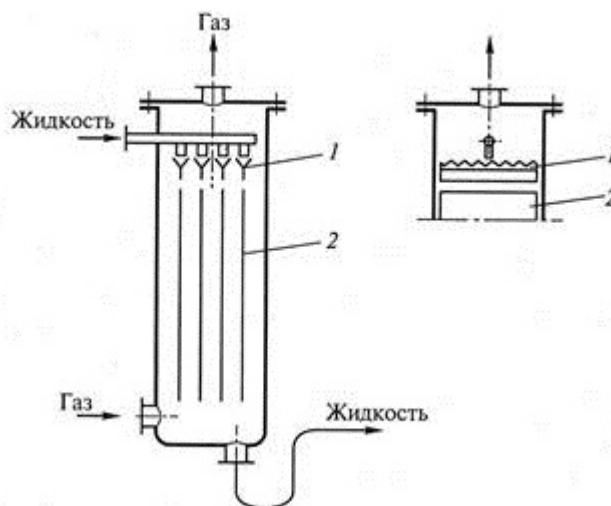


Рисунок 1.4 – Схема плівкового абсорбера з плоско паралельною листовою насадкою.

1 – розподільний пристрій для подачі рідини; 2 – пластина.

Переваг використання апаратів такої конструкції належать низький показник гідравлічного опору, а недоліком являється мала площа питомої поверхні контакту фаз на одиницю об'єму абсорберу.

Насадкові абсорбери. Серед абсорберів поверхневого типу найбільшого розповсюдження здобув насадковий колонний апарат. До переваг його використання відносять простоту конструкцію та можливість роботи з агресивними середовищами. Насадкові абсорбери мають вигляд колонних апаратів, що мають насадку, завантажену твердими тілами різноманітної форми; поверхня контакту фаз збільшується за рахунок наявності насадки. У такому абсорбері насадка розміщується на опорних решітках з щілинами або отворами, що слугують для проходження газу і стоку рідини. Завдяки розподільнику відбувається рівномірне зрошення поверхні насадок рідиною, після чого вона стікає вниз. У насадковому абсорбері рідина рухається точкою плівкою по частині насадки, в наслідок чого, поверхнею контакту газу і рідини являється переважно змочена поверхня насадки, що дозволяє розглядати

насадкові абсорбційні апарати як один з різновидів плівкових. Проте, у плівкових абсорберах потік плівки рідини, здійснюється уздовж всієї висоти апарату, в той час як в насадкових апарат рух рідини відбувається лише по висоті елемента насадки [17].

Для досягнення ефективності насадки мають виконуватися наступні вимоги: насадка повинна мати велику питому поверхню на одиницю об'єму; гарно змочуватися зрошувальною рідиною; забезпечувати для газовому потоку невеликий гідравлічний опір; здійснювати рівномірний розподіл зрошувальної рідини; бути хімічно стійкістю до газу та вологи; мати малу питому вагу; мати високий показник механічної міцності; бути економічно доступною. Так як не існує насадки, яка одночасно відповідала всіх вимогам для кожного з випадків, підбір насадки здійснюється із врахуванням конкретних умовами використання.

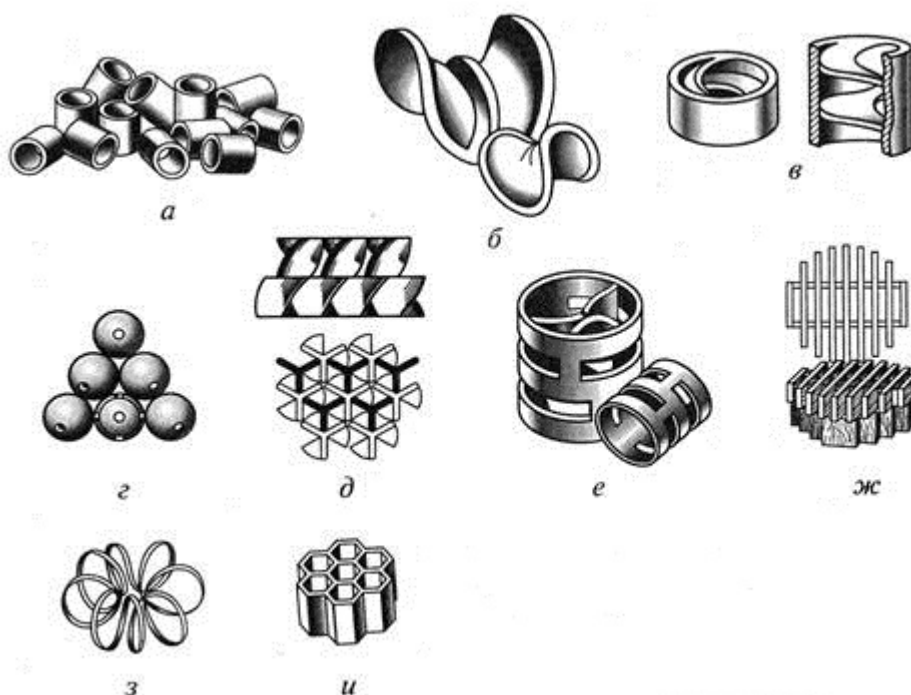


Рисунок 1.5 – Насадкові елементи:

*а* – кільця Рашига; *б* – сідла Берля; *в* – кільця з перегородками; *г* – кулі; *д* – пропелерна насадка; *е* – кільця Паля; *ж* – хордова насадка; *з* – спіралі; *и* – керамічні блоки [19].

У конструкції насадковій колонного абсорберу (рис. 1.6) насадка 1 розміщується на опорних решітці 2 з щілинами чи отворами для пропускання стоку рідини і газу. Розподільник (розбризкувач) 4 дозволяє рідині рівномірно



зрошувати елементи насадки, після чого вона стікає вниз. Оскільки насадка має різний гідравлічний опір та накладається вплив вплив пристінкових ефектів, рівномірного розподілу рідини по перерізу колони зазвичай не можливо досягнути, а рідина в свою чергу схильна до розтікання від центральної частини апарату до його стінок. Відтак, для збільшення змочування насадки в апаратах, що мають великий діаметр, насадку розміщують секціями висотою 2 ... 3 м і під кожним шаром, окрім нижнього, встановлені перерозподільвачі для рідини 3 [20].

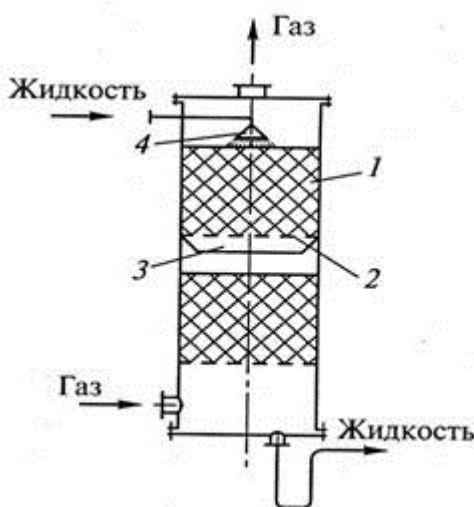


Рисунок 1.6 – Схема насадкового абсорбера

1 – насадка; 2 – опорна решітка; 3 – перерозподільвач рідини; 4 – розбризкувач.

Барботажні (тарілчасті) абсорбери. Тарілчасті абсорбери уявляють собою вертикальні колонні установки, з розміщеними всередині горизонтальними перфорованими перегородками- тарілками, за допомогою яких виконується спрямований рух газу(пару) та рідини і їх багаторазова взаємодія. У абсорберах такого типу газ пропускають із великої кількості отворів і відбувається барботування у вигляді окремих бульок або через шар рідини, або ж у режимі струменів (при великих швидкостях газу), які зрештою переходять у бульбашковий потік на певній відстані від місця витікання газу . Як результат отримуємо газорідинну (гетерогенну) систему, у якій нижня частина уявляє собою розподіленими шарі рідини газові бульбашки, середня сформована із пористої піни, верхня ж частина складається із зони бризок, які утворюються в

результаті розриву оболонок газових бульок, які виходять. Значення висоти цих прошарків залежить від зміни швидкості газу; її зростання спричинює зменшення нижнього пласту та збільшення середнього (у межах, які залежать від фізичних властивостей рідини).

До головних особливостей тарілчастих колонних абсорберів належить ступінчастий характер процесу, які в них протікають, що пояснюються тим, що контакт фаз відбувається послідовно на окремих стадіях (перегородках) абсорбера [19].

Колони з ковпачковими тарілками (рис.1.7). Газ у ковпачкових тарілках барботує через прорізи в ковпачках, що розміщені на кожній з тарілок, та через шар рідини. У прорізах відбувається поділ газу на невеликі струмені, що по виході з прорізів в ковпачках підіймаються догори та зливаються іншими струменями, рухаючись через шар рідини на перегородці.

Колонні апарати з ковпачковими тарілками складаються тарілки 1 з патрубками 2, закриті зверху ковпачками 3 (кількість ковпачків на кожній тарілці обумовлюється її конструкцією). На кінцях ковпачків містяться зубці чи прорізами, що мають вигляд вузьких вертикальних щілин. Перетікання рідини на поверхні тарілок відбувається через переливні труби 4. Рівень рідини на тарілці визначається висотою виступу верхніх кінців переливних труб над тарілкою. Щоб здійснити рух рідини лише по переливним трубах, без перетікання через патрубки 2, необхідно розмістити верхні кінці патрубків вище за рівень рідини. Нижні краї ковпачків повинні бути так занурені в рідину, щоб рівень рідини був вище верху прорізів [21].

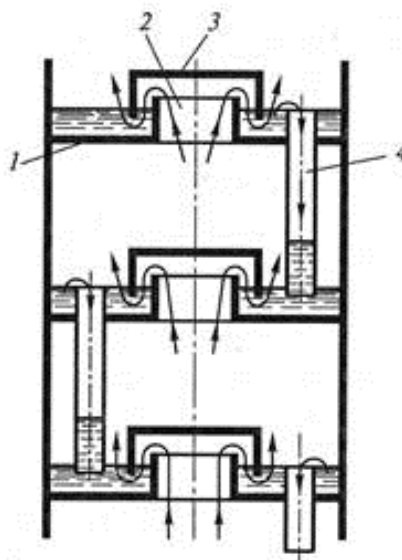


Рисунок 1.7 – Схема колони з ковпачковими тарілками

1 – тарілка; 2 – патрубок; 3 – ковпачок; 4 – переливна труба.

Рух газу відбувається по патрубкам 2 у простір під ковпачками і, виходячи через отвори між зубцями або через прорізи в ковпачках, барботує через шар рідини. [19].

Щоб газ не потрапляв в переливні труби і не перешкоджав таким чином нормальному перетоку рідини з тарілки на тарілку, нижні кінці переливних труб опущені нижче рівня рідини [20].

Це сприяє створенню гідрозатвору для запобігання проходження газу через переливні труби.

Розпилювальні абсорбери. У розпилювальних абсорберах поверхню контакту фаз утворюється за рахунок розпилення рідини на дрібні краплі у масі газу. Абсорбери такого типу як правило проєктують у вигляді колон, у яких здійснюється верхнє розпилення рідини, а газ рухається протитечією. Застосування таких апаратів є доречним у разі поглинання добре розчинних газів.

Площа загальної поверхні крапель прямо пропорційна з щільності зрошення і зменшенню їх розмірів та швидкості руху. Внаслідок цього вирішальне значення для ефективної роботи апарату відіграє велика щільність зрошення.

Розпилення рідини виробляють механічними або пневматичними форсунками і відцентровими розпилювачами.

Відцентрові розпилювачі проєктують у вигляді турбінок або дисків, які здійснюють оберти з великою швидкістю. Число оборотів дисків 4000-20 000 об / хв. Диски на відміну від форсунок можуть розпилюють суспензії і забруднені рідини.

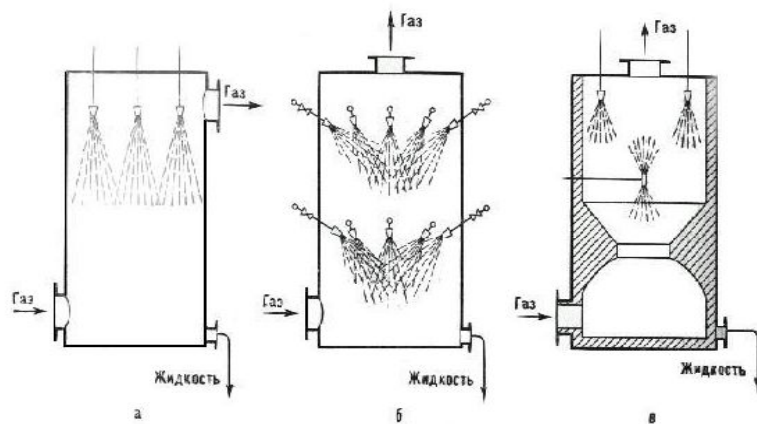
Розпилювальні абсорбери можна розділити на наступні три групи апаратів:

1) Порожні (форсуночні) розпилювальні абсорбери, що представляють собою колони або камери, в яких рухається газ, що зустрічає на своєму шляху рідину, що розпилюється на краплі за рахунок форсунок (розпилювачів).

2) Швидкісні прямооточні розпилювальні абсорбери, в яких розпилення рідини здійснюється за рахунок кінетичної енергії рухомого з великою швидкістю газового потоку.

3) Механічні розпилювальні абсорбери, у яких рідина розпилюється обертовими деталями.

На малюнку 1.8 зображено декілька типів розпилювальних абсорберів, що мають вигляд порожніх колон газу у них відбувається рух знизу до верху, рідини здійснюється



вигляд (1,2). Рух найчастіше а подача через

розпилювачі, що розташовані у верхній частині колони з напрямком факела розпилу від верху до низу (рис 1.8, а) чи під певним кутом до горизонтальної площини (рис 1.8, б).

Переважно, особливо у разі великої висоти апарату, розташування розпилювачів відбувається у декілька ярусів. У такому випадку факели розпилу мають направлення зверху вниз чи під деяким кутом до горизонтальної площини (див. Рис 1.8, б) або знизу до верхньої частини (3,4). Окрім того, знаходить застосування також комбінована установка розпилювачів частина факелом до верху, а інша частина - факелом вниз.

Рис.1.8. Порожні розпилювальні абсорбери: а - факел розпилу направлений вниз; б - факел розпилу направлений під кутом в - з пережимом у нижній частині.

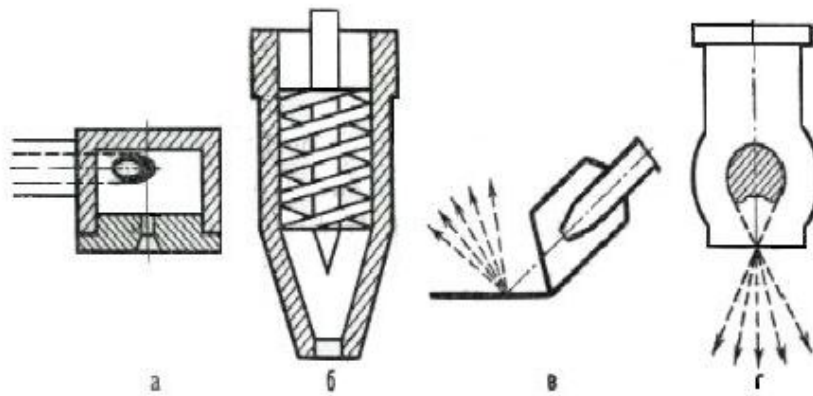
Характерною особливістю порожніх розпилювальних апаратів являється простота конструкції та низька вартість, для них притаманний малий гідравлічний опір, а такі абсорбери можна застосовувати у разі сильно забруднених газах. Використання форсунок відповідної конструкції надає можливість роботи порожнистих абсорберів і у разі забруднених рідин, однак це іноді виникають певні труднощі.

До головних недоліків порожніх абсорберів належить їх невелика ефективність, що обумовлюється перемішуванням газу та незначним заповненням об'єму факелом розпорошеної рідини. Більш того, витрата енергії, яка йде на розпилення рідини має досить високе значення (0,3-1 кВт \* год на 1 т розпилюється рідини). Зазначені вище недоліки апаратів зумовлюють досить обмежене застосування такого типу абсорберів. Це пояснюється ще і відсутністю на даний момент розроблених методів розрахунку та проектування таких абсорберів, а вплив чинників на роботу апаратів недостатньо з'ясовано.

Розпилення рідини форсунками. Для розпилення рідини використовують в основному механічні відцентрові і ударні форсунки. У цих форсунках розпорошення відбувається за рахунок розпилення рідини, яка подається під надлишковим тиском 0,25-0,3 МПа.

З усього різноманіття механічних форсунок в розпилювальних абсорберах зазвичай використовують типи, що забезпечують надійну роботу при розпилюванні забруднених рідин. Такі форсунки дають більш грубий

розпил,  
вузьких  
щілин,  
для  
тонкого



але  
відсутність  
каналів і  
характерних  
форсунок  
розпилу, що

забезпечують їх роботу без забивання твердими включеннями.

Розпилення відбувається під дією відцентрової сили (відцентрові форсунки), що розвивається при обертанні рідини, викликаному або її тангенціальним введенням (рис 1.9, а), або рухом по спіральних каналах (рис 1.9, б). В ударних (відбивних) форсунках розпорошення відбувається або в результаті удару струменів рідини об перешкоду (рис.1.9, в), або при взаємному ударі двох рідких струменів (рис.1.9, г). Описані типи форсунок дають порожнистий факел, в якому у периферії створюється максимальна щільність зрошення, а в центрі вона майже до нуля.

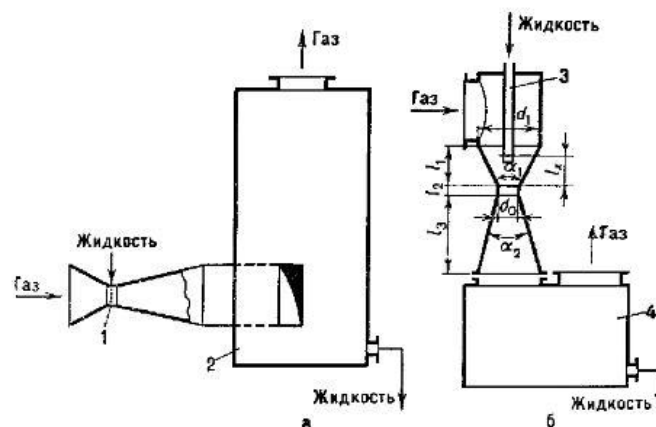


Рис.1.9. Форсунки: а - центробіжна з тангенціальним введенням рідини; б - з гвинтовим вкладишем; в - ударна; г - з взаємним ударом двох струменів.

Швидкісні прямоточні розпилювальні абсорбери. У порожніх розпилювальних абсорберах швидкість газу не можна значно підвищити, так як це викликало б винесення з ним більшої частини розпорошеної рідини. У разі прямотока газу і рідини процес проводять при великих швидкостях газу (20 - 30 м / с і вище), причому вся рідина несеться з газом і відділяється від нього в спеціальному сепараційному пристрої.

Рис.1.10. Форсуночні абсорбери Вентурі:

а - з периферійним введенням рідини; б - с центральним введенням рідини; 1 - горловина с отворами; 2 - циклон; 3 - сопло; 4 - бак.

Ці абсорбери можна умовно розбити на 3 групи. До першої відносяться апарати, в яких рідина розпилюється при струменевому або плівковому її русі.

Робочий об'єм абсорберів цієї групи зазвичай має вигляд витратомірної труби Вентурі (тому такі абсорбери часто називають абсорберами Вентурі).

Абсорбери Вентурі, показані на рис. 1.10, називають форсуночними, тому що рідину вводять в них через форсунки (сопла). Такі абсорбери можуть мати вертикально або горизонтально розташовані труби Вентурі [2,13,14]. Описано форсуночний абсорбер Вентурі з подачею рідини під тиском 600 - 1000 кПа (струменевий абсорбер Вентурі); струмінь рідини, що випливає з форсунки ежектує газ, завдяки чому опір абсорбера невеликий і може бути знижений до негативних значень, тобто апарат може працювати, як пристрій для перемішування газу.

Механічні розпилювальні абсорбери. Відома велика кількість конструкцій механічних розпилювальних абсорберів. У багатьох з них досягається висока ефективність при невеликих габаритах. Однак через складність конструкції, наявність обертових частин і значної витрати енергії механічні абсорбери знайшли обмежене застосування.

В механічних розпилювальних абсорберах розпилюється деталями, що обертаються, тобто підводом зовнішньої енергії для створення поверхні фазового контакту. На рис. 1.11 представлений такий абсорбер, в якому розпилення рідини здійснюється за допомогою лопатей (рис. 1.11а) або

дисків(рис. 1.11б) , закріплених на горизонтальних валах 1. Розбризкуючі елементи 2 встановлюють так , що газ рухається перпендикулярно або паралельно осям їх валів.

Рис. 1.11. Розпилювальні абсорбери:

а- з розпилюванням рідини валками лопатевого типу; б- з розпилюванням рідини дисками;

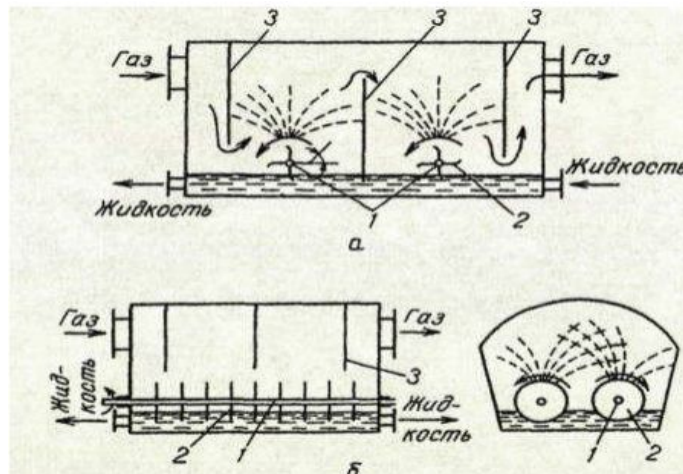
1-вали; 2- розбризкувачі; 3-перегородки.

Порівнюючи з абсорберами інших типів, механічні абсорбери компактні і ефективні, але вони значно складніші за конструкцією потребують більших затрат енергії для процесу. Тому розпилювальні доцільно використовувати коли форсунками або взаємодіє з

у тих випадках, розпилювання газом, що рідиною, по

проведення механічні абсорбери

будь-яким причинам не представляється можливим.



До переваг розпилювальних абсорберів відносять простоту їх конструкції та дешевизну, низьке значення гідравлічного опору та можливість використання при проведенні абсорбції газів, які сильно забруднені механічними домішками.

Недоліками таких абсорберів являються труднощі користування



забруднених рідин як поглиначів, потребу додаткової витрати енергії на розпилення рідини та застосування великої щільності зрошення, а також труднощі регулювання кількості рідини, що подається.

Здійснений аналіз різних типів конструкції абсорбційних установок , показує що створення розвиненої міжфазної поверхню, шляхом розпилення рідини, та, як наслідок, утворення газорідинної суміші вкрай необхідне для забезпечення ефективності проведення процесу. Досягнення таких режимів роботи можливе в тарілчастих, поверхневих, насадкових та барботажних типах конструкції абсорберів.

Деякі спроектовані конструкції таких абсорберів знайшли широке використання у промисловості для синтезу газу та для очищення природного газу. Продуктивність цих абсорберів за газовою фазою становить близько 100 000-200 000 м<sup>3</sup>/год [13].

Проте, використання таких абсорбційних апаратів не є доцільним у разі продуктивності по біогазових установках 500-2000 м<sup>3</sup>/год, оскільки в них неможливо створити активний гідродинамічний режим, за якого би відбувалося ефективне вилучення баластних домішок з біогазу.

Відомі конструкції газорідинних реакторів, у яких створення міжфазної поверхні відбувається за використання розпилюючого центробіжного механізму при порівняно невеликих витратах рідкої та газової фази [13].

Використання таких конструкцій для здійснення процесів хемосорбції вимагає проведення досліджень процесів гідродинаміки та масообміну.

## 1.6 Висновки

Біогазове виробництво представляє собою актуальну задачу, так як використання біогазу надає можливість отримання водночас декількох видів енергоресурсів— газу, моторного палива, тепла, електроенергії.

Наявність у біогазі баластних домішок у значній кількості (до 50%), зокрема двоокису вуглецю та сірководню накладає обмеження на його використання у енергетиці та хімічній промисловості.

З нашої точки зору, з усіх можливих способів очищення біогазу від небажаних компонентів, найбільшу ефективність показав процес проведення хемосорбції розчинами амінової групи, а саме розчином моноетаноламіну.

Використання цього способу очищення біогазу ускладнює відсутність інженерних розробок абсорберів для біогазових установок невеликої продуктивності —500-2000 м<sup>3</sup>/год.

Для розробки такої установки необхідно провести дослідження процесів гідродинаміки та масообміну.

## 1.7 Постановка задач дослідження

Інтенсивність процесу хемосорбції двоокису розчином моноетаноламіну визначається гідродинамічною обстановкою у апараті та міжфазної поверхнею.

Задля збагачення біогазу шляхом усунення з нього баластних домішок потрібно забезпечити ефективне диспергування рідкої фази у газовій фазі, що створить розвинену міжфазну поверхню та високу швидкість поглинання вуглекислого газу розчином моноетаноламіну.

Сучасні конструкції абсорберів для проведення процесів хемосорбції вуглекислого газу не є доцільними і не можуть бути використані в біогазових установках, оскільки працюють при продуктивностях за газовою фазою, яка значно перевищує продуктивність біогазових установок, які використовують у фермерських господарствах.

Існують конструкції газорідних апаратів з центробіжним розпилювальним механізмом, використання яких для реалізації процесів хемосорбції вимагає проведення досліджень гідродинаміки та масообміну.

Об'єкт дослідження: абсорбер для збагачення біогазу з центробіжним дисковим розпилювачем.

Предмет дослідження: процеси гідродинаміки та масообміну при хемосорбції вуглекислого газу розчином моноетаноламіну.

Задачі теоретичного дослідження:

Дослідження гідродинаміки в апараті з дисковим розпилювачем.

Дослідження рівноважних концентрацій в процесі хемосорбції.

Дослідження коефіцієнтів масовіддачі при фізичній та хімічній абсорбції.

Дослідження поглинання швидкості  $\text{CO}_2$  в залежності від концентрацій розчину моноетаноламіну та температури процесу.

## **2. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ТА АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ХЕМОСОРБЦІЇ ДВООКИСУ ВУГЛЕЦЮ У РОЗПИЛЮВАЛЬНОМУ АБСОРБЕРІ**

### **2.1 Аналіз технологічних особливостей процесу хемосорбції**

У абсорбційних процесах (абсорбція, десорбція) задіяні дві фази – рідка та газова і здійснюється перехід речовини із газової фази у рідку (при абсорбції) чи, навпаки, із рідкої фази в газову (при десорбції). Таким чином, абсорбційні процеси є одним із видів процесів масопередачі. Слід також відмітити, що для розділення газових сумішей, очищення газів і відділення цінних компонентів окрім абсорбції застосовують і інші методи: адсорбцію, хемосорбцію, глибоке охолодження, а також поділ в різних циклонах (гідроциклонах), скруберах і центрифугах. Вибір того чи іншого способу здійснюється відповідно до техніко-економічних показників [14].

Розрізняють фізичну абсорбцію та хемосорбцію. При фізичній абсорбції розчинення газу відбувається без супроводу хімічної реакції. При проведенні процесів хемосорбції (абсорбція, яка супроводжується хімічною реакцією) компонент, що абсорбується зв'язується у рідкій фазі у вигляді хімічного сполучення. Проте розділ процесів поглинання газів рідинами фізичну і хімічну абсорбцію лише умовний [19].

В якості абсорбенту в принципі може бути використана будь-яка рідина, в якій домішка, що вилучається з газового потоку досить розчинна. Проте, до рідин, які використовуються в якості абсорбентів, пред'являється ряд вимог, серед яких є: селективність, висока поглинальна здатність, пасивність до середовищ, що поглинаються, конструкційних матеріалів, достатня власна хімічна стійкість та термостійкість, доступність і дешевизна, хороша здатність до регенерації тощо.

Слід відмітити, що жоден абсорбент не задовольняє всі перераховані вимогам, тому при виборі процесу очищення і використовуваного абсорбенту необхідно враховувати в першу чергу склад газу, що підлягає очищенню, необхідний ступінь очищення і характер обробки газу [13].

При хемосорбції в якості абсорбенту використовують водні розчини солей, органічні речовини і водні суспензії різних речовин. При використанні води газ, що абсорбується повинен досить добре розчинятися в ній при даній температурі в системі газ-рідина. У випадку процесів фізичної абсорбції абсорбентом найчастіше виступає вода, а також органічні розчинники і мінеральні масла, що не реагують з вилученими з газу речовинами.

Одним визначальних параметрів для вибору абсорбенту, являється здатність домішок, що містяться у відпрацьованих газах, розчинятися в даному абсорбенту[19].

Важливу роль при очищенні газів шляхом абсорбції відіграє процес розчинення газів в рідинах. Якщо газ хімічно не взаємодіє з розчинником, то залежність розчинності газу у рідині від тиску можна виразити законом Генрі: розчинність газів в рідинах прямо пропорційна парціальному тиску даного компонента газової суміші в пароповітряному потоці. Для ідеальних розчинів закон Генрі може бути виражений рівнянням [19]:

$$C = H \cdot p; \quad (2.1)$$

де  $C$  – концентрація газового компонента в рідкій фазі;

$p$  – парціальний тиск цього компонента в газовій суміші;

$H$  – постійний коефіцієнт, який залежить від властивостей газу та рідини та від температури.

При проведенні процесу очищення газових сумішей шляхом застосування абсорбційного методу вилучення цільового компонента газу рідким поглиначем відбувається хімічна взаємодія молекул газу з молекулами активного компонента абсорбенту та його перехід в зв'язаний стан. Для такого випадку характерне зменшення концентрації компонента у рідині, що у своє чергу зумовлює збільшення градієнта концентрацій та прискоренню поглинання газу в рідкій фазі, якщо порівнювати із фізичною абсорбцією. У загальному випадку швидкість хемосорбції залежить як від швидкості хімічної реакції, так і від швидкості масопередачі між фазами. У залежності від того, яка швидкість визначає загальну інтенсивність процесу перенесення речовини, розрізняють кінетичну і дифузійну області протікання процесів хемосорбції. Для першої з

них загальну швидкість процесу визначає власне хімічна реакція (або хемосорбція реагентів), а для іншої - дифузія реагентів . У випадку, якщо швидкості реакції і масопередачі сумірні за величиною, то процес протікає в змішаній, дифузійно-кінетичної області[19].

Відомо, що коефіцієнт масовіддачі та об'ємний коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі при протіканні хімічної абсорбції значно вищий в порівнянні з фізичною абсорбцією і визначаються рівняннями [19]:

$$\beta_p^* = \beta_p \cdot \Phi, \quad (2.2)$$

$$\beta_{pV}^* = \beta_p \cdot \Phi \cdot a, \quad (2.3)$$

де  $\beta_p$  – коефіцієнт масовіддачі при фізичній абсорбції;

$a$ -питома поверхня контакту фаз;

$\Phi$ -коефіцієнт прискорення, що показує, у скільки разів збільшується фізичний коефіцієнт масовіддачі при хемосорбції, у порівнянні з коефіцієнтом масовіддачі при фізичній абсорбції за умов однакової рушійної сили процесу

Коефіцієнт прискорення  $\Phi$  залежить від коефіцієнтів дифузії  $D_{pCO_2}$  баластних домішок і  $D_{MEA}$  реагента (моноетаноламіна) в розчині, концентрації баланстних домішок на поверхні розділу фаз  $A_p$ , констант швидкості реакцій  $r_o$  і  $r_n$  [19].

## 2.2 Методика розв'язання математичної моделі

Для того, щоб кількісно оцінити процесів масообміну в абсорберах розпилювальних вибраний порожнистий абсорбер з дисковим розпилювачем з номінальним об'ємом  $V_H = 3,2 \text{ м}^3$ , діаметром корпусу апарату  $D = 1,2 \text{ м}$ , діаметром дискового розпилювача  $d_0 = 0,25 \text{ м}$ . Витрати біогазу становлять  $V_c = 500 \text{ м}^3/\text{год}$ , вміст вуглекислого газу в біогазі на вході у абсорбер  $y_{CO_2} = 40\%$ . За запропонованими формулами виконані розрахунки коефіцієнтів масовіддачі при хемосорбції вуглекислого газу розчинами моноетаноламіну для значень концентрацій моноетаноламіну в розчині абсорбенту та температур процесу наведених в таблиці[19]:

Табл.2.1-Вихідні дані розрахунків

№	Концентрація розчину моноетаноламіна, %	Температура $t$ , °C
1	15	30
2	15	40
3	15	50
4	20	30
5	20	40
6	20	50
7	30	30
8	30	40
9	30	50

Розрахунок фізичних властивостей розчину MEA [19]:

В'язкість розчину:

$$\mu_p = (1 + 0,11\alpha \cdot B_0) \cdot 10^{b \cdot B_0 - 0,0085(t+17)} \cdot 10^{-3}; \quad (2.4)$$

де  $\alpha$  – ступінь карбонізації розчину ( $\alpha=0,1..0,2..0,4$ );

$B_0$  – концентрація на вході хемосорбента,  $\text{кмоль}/\text{м}^3$ ;

$t$  – температура розчину, °C;

$$b = 0.0836$$

$$D_A = D_{A25^\circ C} \cdot \left[ \frac{\sqrt{\mu_{p25^\circ C}}}{p_p^{1/3}} \cdot (t - 20) \right]; \quad (2.5)$$

$$D_{A20^\circ C} = 1,77 \cdot 10^{-9}; \quad (2.6)$$

$$D_{A25^\circ C} = D_{A20^\circ C} \cdot (1 + 5b); \quad (2.7)$$

$$b = \frac{0,2 \mu_{p25^\circ C}^{1/2}}{\rho_{p25^\circ C}^{1/3}}; \quad (2.8)$$

Густина розчину МЕА [22]:

$$\rho_p = \rho_{MEA} \cdot a + \rho_e (1 - a); \quad (2.9)$$

$$D_B = D'_B (1 - aB_0) \left[ \frac{(273 + t) \mu_{p25^\circ C}}{298 \mu_{pt}} \right]; \quad (2.10)$$

$$D'_B = 1,1 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с}; \quad (2.11)$$

Коефіцієнт поверхневого натягу МЕА [19]:

$$\sigma_p = \sigma_{MEA} \cdot B_0 + \sigma_e \cdot (1 - B_0); \quad (2.12)$$

Постійну швидкість падіння краплі (швидкість витання  $u_{\text{вит}}$ ) розраховують за формулою :

$$u_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{4gd(p_p - p_r)}{3\zeta p_r}}, \quad (2.13)$$

Густина біогазу знаходиться за формулою [22]:

$$\rho_e = x_{CO_2} \cdot \rho_{CO_2} + \rho_{CH_4} \cdot x_{CH_4}; \quad (2.14)$$

Розрахунок коефіцієнта масовіддачі при фізичній абсорбції виконується за критеріальними рівняннями виду [22]:

$$Sh = f(Re, Sc) \quad (2.15)$$

Вибір конкретного виду критеріального рівняння відповідно до особливостей конструкції абсорбера. Для порожнистих розпилювальних абсорберів в літературі пропонують критеріальне рівняння [22]:

$$Sh = \frac{\beta_p \cdot d_\kappa}{D_A} = 2 + 0,7 \left( \frac{u_\kappa \cdot d_\kappa}{\nu_p} \right)^{0,5} (Sc)^{0,66}; \quad (2.16)$$



$$v_p = \frac{\mu_p}{\rho_p}; \quad (2.17)$$

$$Sc = \frac{v_p}{D_A}; \quad (2.18)$$

Приблизний діаметр краплі, відповідно відомим дослідженням, приблизно дорівнює [23]:

$$d_\kappa = \frac{d_{\max}}{2}; \quad (2.19)$$

$d_{\max}$  – максимальний діаметр стійкої краплі.

Максимальний діаметр стійкої краплі і коефіцієнт масовідачі  $\beta_p$  – для апаратів з дисковим розпилювачем знаходять за формулами [23]:

$$d_{\max} = 2 \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{ж} - \rho_{г})}}, \quad (2.20)$$

$$\beta_p = \frac{Sh \cdot D_{CO_2}}{d_\kappa}. \quad (2.21)$$

де  $\sigma$  – поверхневий натяг, Н/м;  $g$  – прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>;  $\rho_{ж}$ ,  $\rho_{г}$  – густини рідини і газу відповідно, кг/м<sup>3</sup>;

$$Re = \frac{u_\kappa d_\kappa}{\nu_\kappa}; \quad (2.22)$$

Коефіцієнт прискорення  $\Phi$  залежить від значень кінетичного  $R$ , стехіометричного  $M$  та дифузійного  $\theta$  параметрів, що визначаються наступних рівнянь [19]:

$$R = \sqrt{\frac{2}{n+1} \cdot r_n \cdot B_0^\beta \cdot D_{pCO_2} \cdot A_p^{\alpha-1}} / \beta_p; \quad (2.23)$$

де  $n = 2$ ;  $\beta = 1$ ;  $\alpha = 1$ .

$$M = \frac{B_0}{n \cdot A_p}; \quad (2.24)$$

$$\theta = \frac{D_{MЭА}}{D_{pCO_2}}; \quad (2.25)$$

$$\Phi = \frac{2(M\sqrt{\theta} + 1)}{1 + \sqrt{1 + 4(M\sqrt{\theta}/R^2)}}. \quad (2.26)$$

Відповідно до даних, наведених у літературних джерелах поглинання вуглекислого газу водними розчинами моноетаноламіну при помірних ступенях карбонізації і гідродинамічному режиму швидкість оберненої хімічної реакції є незначною, а константу прямої реакції  $r_n$  можна знайти за формулою [19]:

$$\lg r_n = 11.07 - 2140/T; \quad (2.27)$$

Концентрацію вуглекислого газу в біогазі  $A_z$  та рівноважну концентрацію вуглекислого газу в рідкій фазі  $A_p^*$  знаходять за формулами [13]:

$$A_z = \frac{y_z \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot P_0 \cdot T}; \quad (2.28)$$

$$A_p^* = \frac{A_z}{m_1}; \quad (2.29)$$

Для визначення константи фазової рівноваги  $m_1$  з поправкою на іону силу водного розчину моноетаноламіну запропонована формула [19]:

$$m_1 = \frac{m}{1 - (K_{\Gamma} + \sum K^- z^+ + \sum K^+ z^-) \cdot B_0^{0,75}}; \quad (2.30)$$

де:

$$m = m_{px} \frac{M_p}{\rho_p RT}; \quad (2.31)$$

$m_{px}$  – для водних розчинів в  $\kappaПа$ .

$M_p = 20$  – мольна маса розчину;

$$A_{\Gamma}^* = \frac{y^* \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot T \cdot P_0}; \quad (2.32)$$

$$y^* = \frac{P^*}{P_n}; \quad (2.33)$$

Питома поверхня контакту фаз  $a$  в розпилювальних порожнистих абсорберах визначається за формулою [22]:

$$\alpha = \frac{6U}{w_r d_{\max}}, \quad (2.34)$$

Відповідно до формули, зрозуміло що площа міжфазної поверхні залежить від,  $U$  густини зрошення, що означає об'ємну витрату рідини, що поглинається, на одиницю площі перетину абсорбера, співвідношення швидкостей  $W_c$  газу та  $d_{\max}$  максимального діаметру краплі [19].

Коефіцієнт масовіддачі при хемосорбції знаходять за формулою[19]:

$$\beta_B = \beta_p \cdot \alpha; \quad (2.35)$$

Швидкість поглинання  $\text{CO}_2$   $1\text{м}^3$  хемосорбенту знаходиться за формулою[19]:

$$M_{\text{CO}_2} = \beta_B \cdot \Phi \cdot A_p^*. \quad (2.36)$$

Залежність величини  $m_{\text{рх}}$  від температури процесу подано у таблиці 2.2[19]:

Таблиця 2.2—Залежність величини  $m_{\text{рх}}$  від температури процесу

$t, ^\circ\text{C}$	30	40	60
$m_{\text{рх}}, \text{МПа}$	179,85	242,75	357,14

## Розрахункова частина:

$$1) \alpha=20\%; t_{розч} = 30^{\circ}\text{C}.$$

Знаходимо в'язкість розчину[19]:

$$\begin{aligned}\mu_p &= (1 + 0,11\alpha \cdot B_0) \cdot 10^{b \cdot B_0 - 0,0085(t+17)} \cdot 10^{-3} = \\ &= (1 + 0,11 \cdot 0,45 \cdot 2,46) \cdot 10^{0,0836 \cdot 2,46 - 0,0085 \cdot (30+17)} \cdot 10^{-3} = 0,718 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{с};\end{aligned}$$

де  $\alpha$  – ступінь карбонізації розчину ( $\alpha=0,1..0,2..0,4$ );

$B_0$  – концентрація на вході хемосорбента,  $\text{кмоль}/\text{м}^3$ ;

$t$  – температура розчину,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$$b = 0.0836$$

$$B_0 = 150/61 = 2.46 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3};$$

$$\begin{aligned}D_A &= D_{A30^{\circ}\text{C}} \cdot \left[ 1 + \frac{\sqrt{\mu_{p30^{\circ}\text{C}}}}{\rho_p^{1/3}} (t-20) \right] = \\ &= 1,774 \cdot 10^{-9} \cdot \left[ 1 + \frac{\sqrt{0,718 \cdot 10^{-3}}}{1002^{1/3}} (30-20) \right] = 1,82 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с};\end{aligned}$$

$$D_{A20^{\circ}\text{C}} = 1.77 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с};$$

$$\begin{aligned}D_{A30^{\circ}\text{C}} &= D_{A20^{\circ}\text{C}} \cdot (1 + 5b) = 1,77 \cdot 10^{-9} \cdot (1 + 5 \cdot 5,19 \cdot 10^{-4}) \\ &= 1.774 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с};\end{aligned}$$

$$b = \frac{0,2\mu_{p30^{\circ}\text{C}}^{1/2}}{\rho_p^{1/3}} = \frac{0,2 \cdot (0,718 \cdot 10^{-3})^{1/2}}{1002^{1/3}} = 5,356 \cdot 10^{-4};$$

Густина розчину МЕА[19]:

$$\rho_p = \rho_{МЕА} \cdot a + \rho_e (1-a) = 1018 \cdot 0,2 + 998(1-0,2) = 1002 \text{ кг} / \text{м}^3;$$

$$\begin{aligned}D_B &= D'_B (1 - aB_0) \left[ \frac{(273+t)}{298} \frac{\mu_{p25^{\circ}\text{C}}}{\mu_{pt}} \right] = \\ &= 1,1 \cdot 10^{-9} (1 - 0,2 \cdot 2,46) \left[ \frac{(273+30)}{298} \frac{0,718 \cdot 10^{-3}}{0,675 \cdot 10^{-3}} \right] = 0.6 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с};\end{aligned}$$

$$D'_B = 0,6 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2 / \text{с};$$

Коефіцієнт поверхневого натягу МЕА[19]:

$$\sigma_p = \sigma_{\text{МЕА}} \cdot a + \sigma_{\text{в}} \cdot (1 - a) = 0,0069 \cdot 0,2 + 0,0073 \cdot (1 - 0,2) = 0,0072 \text{ Н/м};$$

Постійну швидкість падіння краплі(швидкість витання  $u_{\text{вит}}$ ) розраховують за формулою :

$$u_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{4gd(p_p - p_r)}{3\zeta p_r}};$$

Коефіцієнт опору  $\zeta$  залежить від значення критерія Рейнольдса для краплі. Прийmemo, що характер руху краплі проміжний і  $Re_0=250$ . Тоді  $\zeta=18,6/2500 \cdot 6=0,68$ .

$$u_{\text{вит}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 9,81 \cdot 0,0005 \cdot (998 - 1,21)}{3 \cdot 0,68 \cdot 1,21}} = 2,819 \text{ м / с};$$

Для того щоб крапля падала вниз, швидкість руху газового середовища  $u$  має бути менше  $u_{\text{вит}}$ , тобто менше 2,82 м/с.

Згідно з рекомендаціями, ця швидкість повинна знаходитися в межах 0,8...1,5 м/с. Приймаємо 1 м/с.

Швидкість руху краплі відносно стінки абсорбера  $v=2,82-1=1,82$  м/с.

Густина біогазу знаходиться за формулою[19]:

$$\rho_z = x_{\text{CO}_2} \cdot \rho_{\text{CO}_2} + \rho_{\text{CH}_4} \cdot x_{\text{CH}_4} = 1,96 \cdot 0,45 + 0,71 \cdot 0,55 = 1,27 \text{ кг / м}^3;$$

Розрахунок коефіцієнта масовіддачі при фізичній абсорбції виконується за критеріальними рівняннями виду[19]:

$$Sh = f(Re, Sc)$$

Для порожнистих розпилювальних абсорберів в літературі пропонують критеріальне рівняння має вигляд [22]:

$$Sh = \frac{\beta_p \cdot d_k}{D_A} = 2 + 0,7 \left( \frac{u_k \cdot d_k}{v_p} \right)^{0,5} \cdot (Sc)^{0,66};$$

$$v_p = \frac{\mu_p}{\rho_p} = \frac{0,718 \cdot 10^{-3}}{1002} = 0,716 \cdot 10^{-6};$$

$$Sc = \frac{\nu_p}{D_A} = \frac{0,716 \cdot 10^{-6}}{1,82 \cdot 10^{-9}} = 393;$$

Максимальний діаметр стійкої краплі і коефіцієнт масовідачі  $\beta_p$  – для апаратів з дисковим розпилювальним пристроєм знаходять за формулами [23]:

$$d_{\max} = 2 \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{\text{жс}} - \rho_{\text{с}})}} = 2 \sqrt{\frac{0,0072}{9,81(998 - 1,21)}} = 0,001 \text{ м},$$

Приблизний діаметр краплі, відповідно відомим дослідженням, приблизно дорівнює [23]:

$$d_{\kappa} = \frac{d_{\max}}{2} = \frac{0,001}{2} = 0,5 \text{ мм};$$

$$Re = \frac{u_{\kappa} d_{\kappa}}{\nu_{\kappa}}; = \frac{2,819 \cdot 0,0005}{0,674 \cdot 10^{-6}} = 2,091 \cdot 10^3;$$

$$\begin{aligned} Sh &= \frac{\beta_p \cdot d_{\kappa}}{D_A} = 2 + 0,7 \left( \frac{u_{\kappa} \cdot d_{\kappa}}{\nu_p} \right)^{0,5} (Sc)^{0,66} = \\ &= 2 + 0,7 \left( \frac{2,819 \cdot 0,0005}{0,674 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,5} (370)^{0,66} = 1588,48 \end{aligned}$$

$$\beta_p = \frac{D_A \cdot Sh}{d_{\delta}} = \frac{1,82 \cdot 10^{-9} \cdot 1588,48}{0,0005} = 0,578 \cdot 10^{-3}.$$

Таблиця 2.3

Таблиця результатів №1

Вихідні дані	$\mu_p$ $10^3, \text{м}^2/\text{с}$	$D_A, 10^9$	$D_B, 10^9$	$Sc$	$Sh$	$\beta_p, 10^3$
$a_{MEA}=15\%; t_{розч}^\circ = 30^\circ\text{C}.$	0,765	1,76	0,675	325,45	1488,23	0,578
$a_{MEA}=15\%; t_{розч}^\circ = 40^\circ\text{C}.$	0,556	1,80	874	264,18	1495,03	0,583
$a_{MEA}=15\%; t_{розч}^\circ = 50^\circ\text{C}.$	0,403	1,806	1,152	211,67	1514,87	0,613
$a_{MEA}=20\%; t_{розч}^\circ = 30^\circ\text{C}.$	0,718	177,5	0,6	393,34	1588,65	0,579
$a_{MEA}=20\%; t_{розч}^\circ = 40^\circ\text{C}.$	0,643	1,788	0,678	349,21	1483,12	0,587
$a_{MEA}=20\%; t_{розч}^\circ = 50^\circ\text{C}.$	0,539	1,819	0,825	259,11	1498,21	0,611
$a_{MEA}=30\%; t_{розч}^\circ = 30^\circ\text{C}.$	1,236	1,795	0,247	590,09	1455,98	0,549
$a_{MEA}=30\%; t_{розч}^\circ = 40^\circ\text{C}.$	0,977	1,836	0,289	481,55	1462,14	0,569
$a_{MEA}=30\%; t_{розч}^\circ = 50^\circ\text{C}.$	0,88	1,885	0,377	400,14	1472,04	0,587

Коефіцієнт прискорення  $\Phi$  залежить від значень кінетичного  $R$ , стехіометричного  $M$  та дифузійного  $\theta$  параметрів, які знаходять з рівнянь [19]:

$$R = \sqrt{\frac{2}{n+1} \cdot r_n \cdot B_0^\beta \cdot D_A \cdot A_p^{\alpha-1} / \beta_p} =$$

$$= \sqrt{\frac{2}{2+1} \cdot 1,71 \cdot 10^4 \cdot 2,46 \cdot 1,82 \cdot 10^{-9} \cdot 1 / 0,608 \cdot 10^{-3}} = 11,75;$$

де  $n = 2; \beta = 1; \alpha = 1$ .

$$M = \frac{B_0}{n \cdot A_p} = \frac{2,46}{2 \cdot 0,0063} = 195,23;$$

$$\Phi = \frac{2(M\sqrt{\theta} + 1)}{1 + \sqrt{1 + 4(M\sqrt{\theta} / R^2)}} =$$

$$= \frac{2(195,23\sqrt{0,427} + 1)}{1 + \sqrt{1 + 4(195,23\sqrt{0,427} / 11,75^2)}} = 81,19;$$

$$\theta = \frac{D_B}{D_A} = \frac{0,778 \cdot 10^{-9}}{1,82 \cdot 10^{-9}} = 0,427;$$

Згідно даним наведеним в літературних джерелах поглинання вуглекислого газу водними розчинами моноетаноламіну при помірних ступенях карбонізації і гідродинамічному режиму швидкість оберненої хімічної реакції є незначною, а константу прямої реакції  $r_n$  можна знайти за формулою [19]:

$$\lg r_n = 11,07 - 2140/T = 11,07 - 2140/313 = 4.233;$$

$$r_n = 1.71 \cdot 10^4 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль} \cdot \text{К}};$$

Концентрацію вуглекислого газу в біогазі  $A_z$  та рівноважну концентрацію вуглекислого газу в рідкій фазі  $A_p^*$  знаходять за формулами [19]:

$$A_\Gamma = \frac{y_\Gamma \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot P_0 \cdot T} = \frac{0,45 \cdot 0,1 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,1 \cdot 313} = 0.016;$$

$$y_\Gamma = 0,4;$$

$$A_p^* = \frac{A_\Gamma}{m_1} = \frac{0,016}{2,617} = 0.0063 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3};$$

Для визначення константи фазової рівноваги  $m_l$  з поправкою на іону силу водного розчину моноетаноламіну запропонована формула[19]:

$$m_1 = \frac{m}{1 - (K_\Gamma + \sum K^- z^+ + \sum K^+ z^-) \cdot B_0^{0,75}}$$

$$= \frac{1,491}{1 - (0,03 + 0,05 + 0,21) \cdot 2,46^{0,75}} = 2.617;$$

$$m = m_{\text{px}} \frac{M_p}{p_p R T} = 183,95 \cdot 10^3 \cdot \frac{20}{1002 \cdot 8,314 \cdot 303} = 1,491;$$

$m_{\text{px}}$  – для водних розчинів в  $\text{кПа}$ .

$M_p = 20$  – мольна маса розчину;

$$A_\Gamma = \frac{y^* \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot P_0 \cdot T} = \frac{5,33 \cdot 10^{-5} \cdot 0,1 \cdot 273}{22,4 \cdot 0,1 \cdot 303} = 0.214 \cdot 10^{-5};$$

$$y^* = \frac{P^*}{P_n} = \frac{5,33 \cdot 10^{-6}}{0,1} = 5,33 \cdot 10^{-5};$$

$$P^* = 5,33 \text{Па при } t = 30^\circ\text{C}; \alpha = 0,20.$$

Питома поверхня контакту фаз  $a$  в розпилювальних порожнистих абсорберах визначається за формулою [22]:

$$\alpha = \frac{6U}{w_\Gamma d_{\text{max}}} = \frac{6 \cdot 0.00856}{1 \cdot 0.0005} = 102.72 \text{м}^{-1},$$

З даної формули можна зробити висновок що площа міжфазної поверхні



залежить від,  $U$  густини зрошення, що означає об'ємну витрату рідини, що поглинається, на одиницю площі перетину абсорбера, співвідношення швидкостей  $W_2$  газу та  $d_{\max}$  максимального діаметру краплі [22].

Коефіцієнт масовіддачі при хемосорбції знаходять за формулою[19]:

$$\beta_B = \beta_p \cdot a = 5,949 \cdot 10^{-4} \cdot 4198 = 2.497;$$

$$M_{CO_2} = \beta_B \cdot \Phi \cdot (A_p - A_p^*) = \\ = 2,497 \cdot 81,19 \cdot (0,0063 - 0,818 \cdot 10^{-6}) = 0,314 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \cdot \text{с}}.$$

Таблиця 2.4

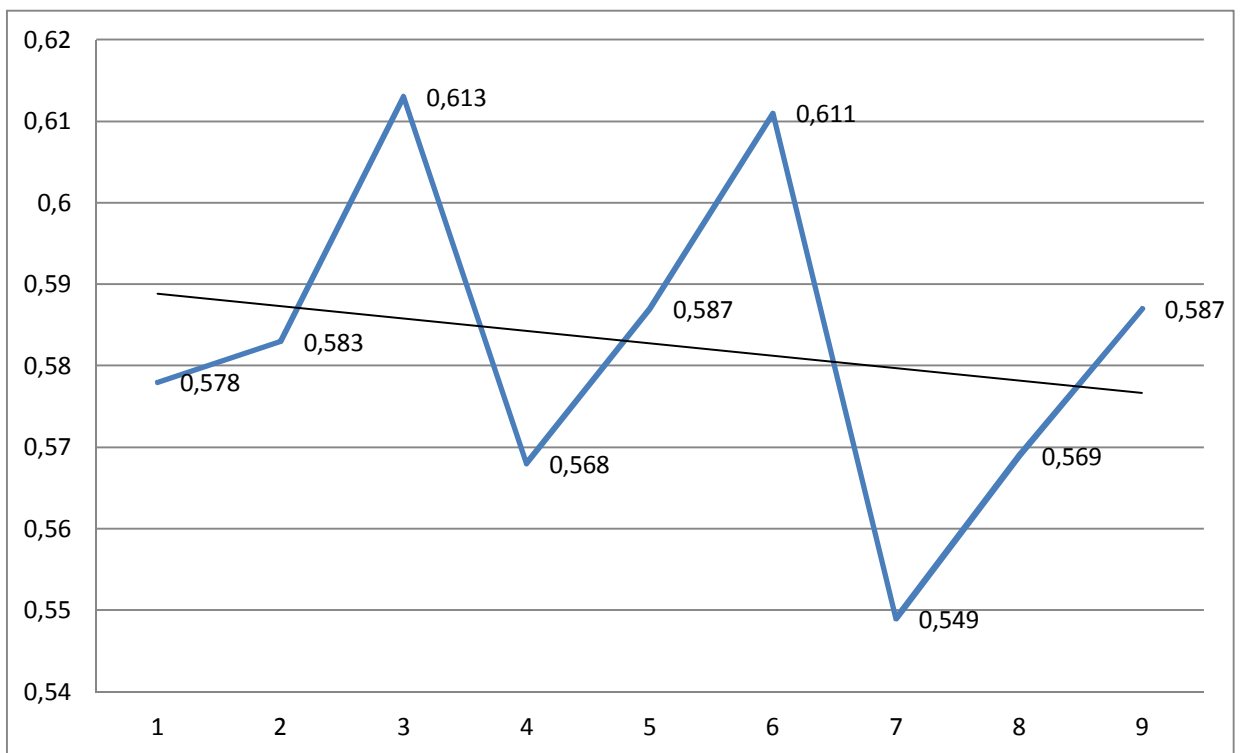
Таблиця результатів №2

Вихідні дані	$\Phi$	$A_p,$ $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}$	$M$	$\beta_B, \text{с}^{-1}$	$M_{CO_2},$ $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \cdot \text{с}}$
$a_{\text{меа}}=15\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 30^{\circ}\text{C}.$	78,21	0,0075	286,98	0,583	0,321
$a_{\text{меа}}=15\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 40^{\circ}\text{C}.$	97,91	0,006	331,54	0,588	0,325
$a_{\text{меа}}=15\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 50^{\circ}\text{C}.$	132,11	0,0051	403,14	0,618	0,386
$a_{\text{меа}}=20\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 30^{\circ}\text{C}.$	157,54	0,0063	624,1	0,572	0,314
$a_{\text{меа}}=20\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 40^{\circ}\text{C}.$	189,72	0,0032	719,3	0,592	0,346
$a_{\text{меа}}=20\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 50^{\circ}\text{C}.$	288,08	0,003	907,53	0,616	0,399 0,374
$a_{\text{меа}}=30\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 30^{\circ}\text{C}.$	675,32	0,00049	6325,9	0,544	0,201
$a_{\text{меа}}=30\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 40^{\circ}\text{C}.$	792,13	0,00056	7642,35	0,564	0,194
$a_{\text{меа}}=30\%; t_{\text{розчину}}^{\circ} = 50^{\circ}\text{C}.$	1131,6	0,00036	9543,68	0,583	0,245

### 2.3 Аналіз результатів

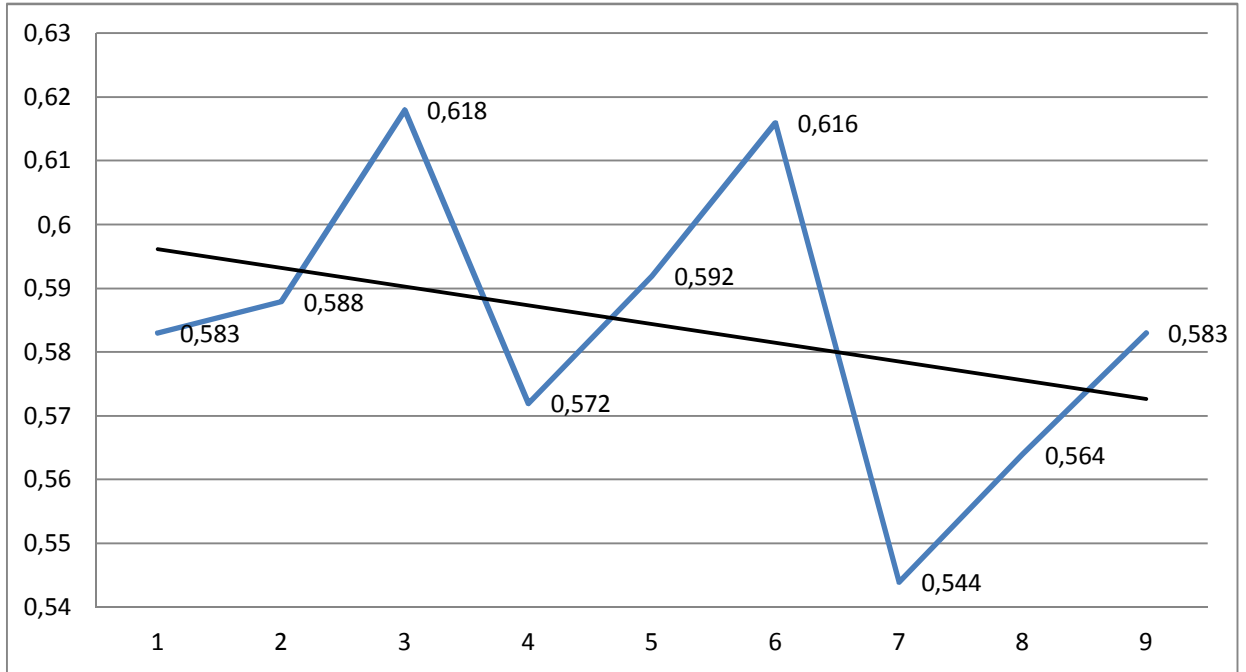
Аналіз результатів розрахунків об'ємних коефіцієнтів масовіддачі при 15% концентрації моноетаноламіну в розчині абсорбенту в порожнистому абсорбері з дисковим розпилювачем говорить про те, що при відносно низьких витратах біогазу можливо забезпечити процес вилучення двоокису вуглецю шляхом створення ефективного гідродинамічного режим роботи у установці і утворення розвиненої міжфазної поверхні.

$\beta_p, 10^{-3}$



№ варіанту вихідних даних

Рисунок 3.1 – Графік залежності коефіцієнта масовіддачі при фізичній абсорбції від різних варіантів вихідних даних

$\beta_B$ 

№ варіанту вихідних даних

Рисунок 3.2 – Графік залежності коефіцієнта масовіддачі при хемосорбції від різних варіантів вихідних даних

## 2.4 Висновки

1. Виконано розрахунок математичної моделі процесу хемосорбції у абсорбері для очищення біогазу.
2. Для оцінки гідродинаміки процесу було розраховано швидкість падіння краплі при розпиленні, знайдено питому поверхню контакту фаз та діаметр крапель, які утворюються у апараті з дисковим розпилювальним механізмом.
3. На основі розрахунку виявлено, що об'ємні коефіцієнти масовіддачі при процесах хемосорбції  $\text{CO}_2$  розчинами моноетаноламіну практично не залежать від концентрацій моноетаноламіну в розчині абсорбенту та температур процесу і становлять близько  $0,58 \text{ c}^{-1}$ . При збільшенні концентрації моноетаноламіну збільшуються значення коефіцієнта динамічної в'язкості і зменшуються коефіцієнти дифузії.
4. Швидкість поглинання вуглекислого газу розчином МЕА знаходиться у межах  $0,179 \div 0,375 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \cdot \text{с}}$  та залежить від температури проведення процесу та концентрації розчину моноетаноламіну. На основі аналізу даної величини встановлено, що вилучення вуглекислого газу з газової суміші можна забезпечити при концентрації водного розчину моноетаноламіну—15% .

### 3. КОМП'ЮТЕРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ КОНСТРУКЦІЇ РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО АБСОРБЕРА

#### 3.1 Вибір програмного забезпечення та побудова моделі

Метою моделювання є визначення товщини стінок конструктивних елементів та їх перевірка на міцність.

Так як даний апарат може застосовуватись у багатьох галузях при проєктуванні необхідно задаватися певним запасом міцності.

У пакеті Solidworks була спроектована конструкція розпилювального з використанням реальних фізичних властивостей матеріалів було проведено дослідження конструктивних елементів на міцність та стійкість за заданим тиском  $P = 0,1$  МПа. Вихідні дані для розрахунку конструкції на міцність подано у таблиці 3.1.

Таблиця 3.1—Вихідні дані для розрахунку на міцність

Матеріал апарату	Габаритні розміри апарату, мм			Маса апарату, кг	Надлишковий тиск, МПа
	довжина	ширина	висота		
сталь 09Г2С	1480	1330	3200	1590	0,1

### 3.2 Аналіз результатів моделювання

На рисунку 3.2 зображена епюра напружень кришки. Максимальне напруження конструктивного елемента досягається в червоних зонах і становить Па.

На рисунку 3.3 зображена епюра деформацій кришки. Максимальна деформація конструктивного елемента досягається в червоних зонах і становить мм.

На рисунку 3.4 зображена епюра напружень днища. Максимальне напруження конструктивного елемента досягається в жовтих зонах і становить Па.

На рисунку 3.5 зображена епюра деформацій днища. Максимальна деформація конструктивного елемента досягається в червоних зонах і становить мм.

На рисунку 3.6 зображена епюра напружень опори. Максимальне напруження конструктивного елемента досягається в червоних зонах і становить Па.

На рисунку 3.7 зображена епюра деформацій опори. Максимальна деформація конструктивного елемента досягається в червоних зонах і становить мм.

### **3.3 Висновки**

При навантаженні елементів виявилось, що умова стійкості та міцності виконується. Деформації конструктивних елементів в допустимих діапазонах.

Спроектowana дану 3D-модель розпилювального абсорбера для очищення біогазу надає змогу наглядно дати оцінку особливостям його конструкції, основних складальних одиниць та місць з'єднань трубопроводів.

## 4. ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ АБСОРБЕРА

### 4.1 Опис технологічного процесу збагачення біогазу

Біогаз, що одержують з ТПВ, може містити азот, сірководень і інші елементи, в тому числі воду і тверді частинки. Ці домішки, крім того, що знижують тепловіддачу, призводять до корозії і передчасного зносу устаткування. У таблиці нижче наводимо деякі показники.

Табл.4.1—Порівняльний склад біогазу, звалищного газу і природного газу

	Біогаз	Звалищний газ	Природний газ (Данія)	Природний газ (Голландія)
CH <sub>4</sub> (об.%)	60 –70	35 — 65	89	81
Інші вуглеводні(об.%)	0	0	9,4	3,5
Двоокис вуглецю (об.%)	30-40	15-50	0,67	1
азот (об.%)	0,2	5-40	0,28	14
Кисень (об.%)	0	0,5	0	0
Сірководень (ppm)	0-4000	0-100	2,9	—
Аміак (ppm)	100	50	0	—
Теплотворна здатність, (кВтг / м3), мінімум	6,5	4,4	11	8,8

Виробництво газу без вуглекислого газу має на меті можливість при необхідності видалити вуглекислий газ (підвищити концентрацію метану). Цей технологічний процес складається з декількох етапів: спочатку усувають воду,



сірководень, азот та інші домішки, а потім - видаляють  $\text{CO}_2$ .

Перед тим, як отримати газ, придатний для подачі в загальну газотранспортну мережу, його пропускають через спеціальні установки збагачення. В установці по збагаченню, що використовує техніку абсорбції, сирий біогаз зустрічається зі зустрічним потоком рідини в колонці, яка заповнена наповнювачем для збільшення площі контакту між газоподібною і рідкою фазою. Діоксид вуглецю більш розчинний, ніж метан. Рідина, що покидає колону, містить підвищену концентрацію діоксиду вуглецю, тоді як газова суміш на виході має підвищену концентрацію  $\text{CH}_4$ . Для амінової фільтрації з використанням розчинів МЕА, ДЕА, МДЕА притаманна висока технологічна і економічна раціональність при великих обсягах газоочистки.

Вихідний субстрат знаходиться у ємності попереднього утримання для вихідного субстрату С – 1, з якого він надходить у змішувач Зм – 2. У змішувачі субстрат розводиться водою для з метою забезпечення необхідної вологості 96-98%, перемішується задля досягнення однорідності та попередньо нагрівається до температури  $+36^\circ\text{C}$ . За допомогою насоса Н – 3 попередньо підготовлений субстрат подається у метантенк М – 4, де для проведення процесу метанового бродіння. У метантенку М – 4 основною метою являється підтримання температури на рівні  $36 \pm 2^\circ\text{C}$  та руйнування верхнього шару затверділого субстрату, що виникає через засихання гною, за рахунок процесу перемішування. Як теплоносії для підтримання температури в метантенку використовується вода, яку попередньо нагрівають у когенераційній установці К – 6 до температури  $+38^\circ\text{C}$ , а далі подають у теплообмінні установки. Отриманий біогаз з метантенка через трубу для відбору газу подають у газгольдер Г – 5. Із газгольдера біогаз за рахунок компресора К – 8 потрапляє у абсорбер Аб – 9 для очищення біогазу, де біогаз, шляхом хемосорбції розчином моноетаноламіну, очищається від домішок, а саме від сірководню та двоокису вуглецю. Після очищення готовий біогаз у вигляді метану надходить у когенератор К – 6, у якому частина біогазу використовується з метою нагрівання теплоносія для теплообмінних пристроїв метантенка М – 4, а іншу частину біогазу перетворюють в електроенергію для забезпечення потреб

підприємства[19].

Відпрацьований розчин моноетаноламіна надходить у мембранний апарат Ма – 11, проходячи через фільтр Ф – 10 для видалення з нього осад, що утворюється у процесі хемосорбції. Осад, що утворюється, відправляється на переробку. У мембранному апараті Ма-11 відбувається відновлення розчину моноетаноламіну та його направляють у абсорбер Аб – 9 для подальшого використання[19].

Відпрацьований субстрат відкачується насосом Н – 7 у збірник для відпрацьованого субстрату З – 12. Відпрацьований субстрат із З – 12 по трубопроводу подають на фільтруючу центрифугу Ц – 13. У центрифугі проходить процес відділення відпрацьованої води, яку потім відправляють на доочистку. Із центрифуги субстрат надходить у барабанну сушарку Сш – 14. У сушарці відпрацьований субстрат висушують та отримують з нього сухе гранульоване добриво[19].

## 4.2 Конструктивні особливості розпилювального абсорбера

### 4.2.1 Порівняльний аналіз основних показників конструкції з діючими аналогами

#### 4.2.1.1 Реферати про найбільш суттєві технічні рішення

1) A spray absorber bioreactor :пат. 056455 A1. USA:МПК В01D 53/84/ Sylvie Fradette: заявник і власник патенту CO2 SOLUTION INC. – №75404064.9 ; заявл. 18.12.2003; опубл. 08.07.2004, Бюл. №53/84 . — 22 с.

Розпилювальний абсорбер для обробки газового потоку суспензією абсорбенту в рідині, який включає в себе: циліндричний корпус, що має вгорі трубчастий впускний отвір для газу, вал, що закінчується поворотним розпилювачем, що проходить коаксіально вниз через впускний отвір для газу для розподілення суспензій поглинаючої твердої речовини в рідині, направляюча конструкція для газу, яка спрямовує низхідний потік газу у взаємодію з розпилювачем, контейнер для збору пилоподібного матеріалу внизу корпусу та трубчастий випуск газу, розташований над матеріалом у контейнері для скидання газу з корпусу. Винахід відноситься до розпилювальних абсорберів, в яких суспензія абсорбуючих частинок в рідині диспергується в потоці або потоці газу, з якого речовина має абсорбуватися, Потім газ вивантажується, і порошок може збиратися в бункері на дні абсорбера .

2) Механический разбрызгивающий абсорбер: пат. 91887 U1. Ru: МПК В01D 53/14 (2006.01)/ Мингазетдинов Идгай Хасанович (RU), Парамонова Екатерина Владимировна (RU): заявитель и патентообладатель Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования КАЗАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМ. А.Н.ТУПОЛЕВА (RU). – №2009138577/22 ; заявл. 19.10.2009; опубл. 10.03.2010, Бюл. №7 . — 12 с.

Корисна модель відноситься до пристроїв для очищення промислових

викидів від забруднювачів шляхом поглинання і може бути використана в теплоенергетиці, металургійній, нафтохімічній та інших галузях промисловості. Механічний розпилювальний абсорбер, що містить корпус з патрубками підведення забрудненого і відведення очищеного газу, систему подачі і механічного розбризкування рідини, що відрізняється тим, що система подачі і механічного розбризкування рідини, що абсорбується містить співвісну корпусу, розташовану всередині корпусу і виконану з можливістю обертання центральну трубу з рядами по її довжині отворів по діаметру, верхня частина якої пов'язана з патрубком підведення рідини, що абсорбують, а в нижній частині закріплені лопаті, встановлені в площині тангенціально розташованого патрубка підведення забрудненого газу.

3) Абсорбер для очищення газів: пат. 37506А. UA: МПК B01D53/54 (2001.05)/ Дерейко Христина Олегівна(UA), Гумницький Ярослав Михайлович(UA), Мальований Мирослав Степанович(UA): заявник і власник патенту Відкрите акціонерне товариство "Інститут гірничо-хімічної промисловості" (UA) – №99052589 ; заявл. 07.05.1999; опубл. 15.05.2001, Бюл. №4 . — 3 с.

Винахід стосується хімічної технології, зокрема пристроїв для очищення забруднених газів і може широко використовуватись в хімічній, нафтопереробній та інших галузях промисловості для очищення газів від SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, оксидів азоту, парів соляної кислоти та ін. Абсорбер для очищення газів включає корпус, поверх якого розміщена кришка. В корпусі абсорбера розміщена імPELLерна мішалка, що включає порожнистий вал, статор конусоподібної форми з отворами і вертикальними лопатками, розміщеними під кутом до радіусу статора, і імPELLер , що являє собою диск з радіально розміщеними вертикальними лопатками, що обертаються на валу. На кришці абсорбера розміщений патрубок для відведення очищеного газу.

4) Распылительный сушильный абсорбер пат. 138605А. RU: МПК B01D53/50 (2006.01)/ Охман Стефан (SE), Рафиди Набил Элиас (SE), Табикх Али Мустафа (SE), Йоханссон Ларс-Эрик (SE), Пирсон Томас Эдвин (US): заявитель и патентообладатель АЛЬСТОМ ТЕКНОЛОДЖИ ЛТД (CH) – №

2010138605/05 ; заявл. 30.01.2009; опубл. 27.03.2012, Бюл. №9 . — 7 с.

Розпилювальний сушильний абсорбер, який функціонує для видалення газооподібних забруднюючих речовин із гарячого технологічного газу і містить розпилювальну сушильну камеру і щонайменше два диспергатора, змонтованих зверху розпилювальної сушильної камери, окрім того кожний такий диспергатор функціонує для диспергування частини гарячого технологічного газу довкола відповідного розпилювача, який розпилює рідину, що поглинається, причому кожний диспергатор забезпечений пристроєм напрямку потоку, який надає відповідній частині гарячого технологічного газу обертальний рух навколо розпилювача, якщо дивитися зверху розпилювальної сушильної камери.

Вихревой распыливающий абсорбер пат. 2380143 C2. RU: МПК В01D 53/18 (2006.01)/ Зиятдинова Лилия Рашитовна (RU), Коротков Юрий Федорович (RU), Николаев Николай Алексеевич (RU), Овчинников, Александр Алексеевич (RU), Докучаева Ирина Сергеевна (RU), Николаев Андрей Николаевич (RU) заявитель и патентообладатель Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Казанский государственный технологический университет" (RU) — № 2008102800/15 ; заявл. 27.07.2009; опубл. 27.01.2010, Бюл. №3 . — 6 с.

Вихровий розпилюючий абсорбер, містить корпус з патрубками входу і виведення газу і відведення рідини, вузол введення рідини у вигляді встановленої вздовж поздовжньої осі корпусу перфорованої труби і укріплені на перфорованій трубі завихрювачі, відповідно до винаходу завихрювачі виконані у вигляді крильчаток, перфорована труба встановлена в корпусі в підшипниках з можливістю обертання, а патрубки входу і виведення газу встановлені на корпусі тангенціально, причому патрубків виведення газу розташований назустріч потоку газу, що обертається в корпусі.

#### **4.2.1.2 Відомості про використані винаходи, результати патентних досліджень і патентну чистоту**

Предмет пошуку: установки, апарати, пристрої. Об'єктом пошуку є винаходи і корисні моделі.

Мета пошуку: визначення патентної ситуації теми, що розглядається у дисертації (визначення патентоспроможності проєктованого апарата й визначення тенденцій розвитку даного напрямку в техніці).

Держави пошуку: Україна, Російська Федерація, США, ЕС, Японія.

Ретроспективність: строк дії патенту України на винахід становить 20 років від дати подання заявки до установи. Строк дії деклараційного патенту на винахід становить 6 років від дати подання заявки до установи.

Встановлюємо регламент пошуку 2000-2020 рр.

Джерела інформації.

1) Патентна інформація: описи до винаходів, офіційні патентні бюлетені Укрпатенту, Роспатенту, United States Patent, Європейського патентного відомства;

2) Науково-технічна інформація: підручники й навчальні посібники з курсу процесів та апаратів хімічної технології.

#### **4.2.1.3 Висновки патентних досліджень**

У результаті проведених патентних досліджень встановлено, що останнім часом винахідницька активність промислово розвинутих країн у природоохоронній галузі, де використовуються абсорбери для збагачення біогазу, залишається стабільною. При цьому вдосконалення існуючих конструкцій ведеться у сфері об'єднання переваг різних конструкцій абсорберів, вдосконаленні конструктивних елементів розпилювальних абсорберів. У розробці нових апаратів активну участь приймає і Україна. При цьому запатентовані винаходи й корисні моделі стосуються як апаратів в цілому, так і його складових частин.

#### 4.2.2 Принцип роботи розпилювального абсорбера

Абсорбер для очищення біогазу від баластних домішок належить до установок для розділення газових сумішей за рахунок поглинання абсорбентом одного або більше компонентів і може бути використаний в біотехнологічній, хімічній та інших галузях виробництва [21].

Задачею дисертації являється створення нової конструкції абсорбера, який можливо використовувати для біогазових установок з продуктивністю  $500-2000 \text{ м}^3/\text{год}$ . Нове конструктивне виконання дозволяє змінювати швидкість газу, що пропускається для збільшення ступеню фільтрації і розширення спектра робочих параметрів [22].

Поставлена задача вирішується в абсорбері, тим що складається з заповненого абсорбентом корпусу зі штуцерами, конічного днища, і оснащений центробіжним розпилювачем з пристроєм для підводу теплоносія і осушувачем матеріалу.

Розпилювач розміщений у верхній частині циркуляційного циліндра з центральною подачею газів безпосередньо до кореню факелу розпилу.

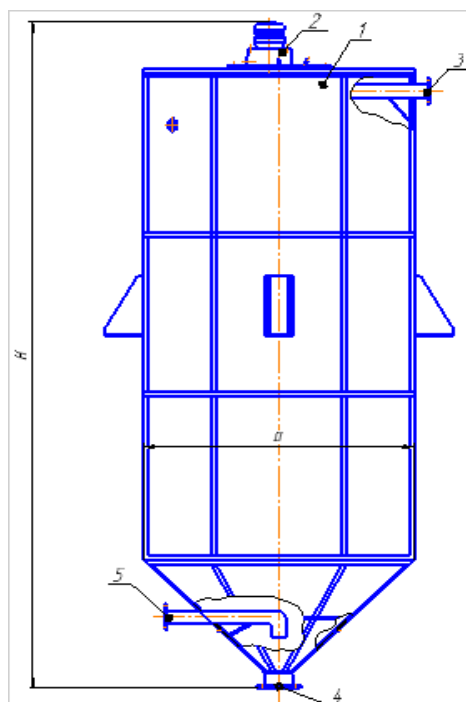


Рисунок 4.1 – Ескіз абсорбера для очищення біогазу

Конструкція абсорбера пояснюється кресленням:

Абсорбер складається з корпусу 1 з цетробіжним розпилювачем 2 з верхнім підводом абсорбенту, 3 - вхід біогазу; 4 - вивід відпрацьованого абсорбенту; 5 - вихід готового продукту

Абсорбер працює наступним чином:

В корпус 1 на цетробіжний механізм 2 подається абсорбент, а біогаз – через штуцер 3. Рідина, що подається в об'єм абсорбера через розпилювальний диск дробиться на краплі. Газ, потрапляє в корпус абсорбера і, знаходячись в прямотоці з розчином рідини, вступає з нею в реакцію, очищається від сірководню та вуглекислого газу. Завдяки підводу газів в верхню частину, забезпечується зниження гідравлічного опору абсорбера. Збагачений газ з газорідинної суміші виводиться через штуцер 5, а рідина поступає вниз абсорбера та відводиться через нижній штуцер 4.

#### **4.2.3 Обґрунтування вибору конструкційних матеріалів**

Для вибору матеріалів використовуємо технічні вимоги і технічну характеристику, яким має задовольняти апарат. Враховуючи, що тиск в апараті не перевищує 0,3 МПа, а температура 40°C - для частин апарату, середовище у апараті є неагресивним, з нейтральним значенням рН, обираємо сталь 09Г2С ДСТУ 8541, що є конструкційною низьколегованою сталлю для зварних конструкцій, яка не вступає в реакцію із абсорбентом. Дана марка сталі має дуже низький зміст вуглецю та особливо підходить для виготовлення зварених конструкцій.



### 4.3 Технічна характеристика абсорбера

1. Робоча речовина	
речовина, що очищується	біогаз
речовина забрудник	CO <sub>2</sub>
2. Об'ємна витрата речовини $V_c, \text{м}^3/\text{год}$	500
3. Об'єм $V, \text{м}^3$	
номінальний	3,2;
робочий	1,92;
4. Тиск $P, \text{МПа}$	
в абсорбері	0,1;
в сорочці апарата	0,3;
3. Температура в апараті $t_{\text{проц}}, ^\circ\text{C}$	
робочого середовища	40;
4. Температура теплоносія в сорочці $t_{\text{т}}, ^\circ\text{C}$	
на вході	35;
на виході	38;
5. Площа поверхні теплообміну $F, \text{м}^2$	
6. Маса, кг	1590;
9. Габаритні розміри, мм:	
довжина	1480;
ширина	1330;
висота	3200.

## 4.4 Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність конструкції

### 4.4.1 Матеріальний баланс

При складанні окремих рівнянь матеріального балансу абсорберів використовують не витрати фаз, а витрати компонентів-носіїв (інертного газу і чистого поглинача). Витрати інертного газу і чистого поглинача по довжині абсорбера в його різних поперечних перетинах приймаються постійними. Це призводить до суттєвого спрощення розрахункових залежностей, в тому числі до отримання рівняння робочої лінії апарату в лінійному вигляді. Для подальшого викладу розглянутого питання введемо такі позначення:

$L$ ,  $L_H$  і  $L_K$  - молярні витрати чистого абсорбенту, свіжого абсорбенту та відпрацьованого абсорбенту відповідно, кмоль / с;

$G$ ,  $G_H$  і  $G_K$  - молярні витрати інертного газу, вихідної газової суміші і очищеної газової суміші відповідно, кмоль / с;

$x_H$  і  $x_K$  - абсолютна молярна частка абсорбату в свіжому і відпрацьованому абсорбенту відповідно, кмоль А / кмоль розчину;

$X_H$  і  $X_K$  відносна молярна частка абсорбату в свіжому і відпрацьованому абсорбенту відповідно, кмоль А / кмоль абсорбенту;

$y_H$  і  $y_K$  - абсолютна молярна частка абсорбату у вихідній і очищеній газовій суміші відповідно, кмоль А / кмоль суміші;

$Y_H$  і  $Y_K$  відносна молярна частка абсорбату у вихідній і очищеній газовій суміші відповідно, кмоль А / кмоль інертного газу.

Витрати інертного газу чистого поглинача пов'язані з витратами відповідних фаз (продуктів) на вході і виході їх з абсорбера наступними залежностями:

$$G = G_H(1 - y_H) = \frac{G_H}{1 + Y_H}; \quad (4.1)$$

$$G = G_K(1 - y_K) = \frac{G_K}{1 + Y_K}; \quad (4.2)$$

$$L = L_H(1 - x_H) = \frac{L_H}{1 + X_H}; \quad (4.3)$$

$$L = L_K(1 - x) = \frac{L_K}{1 + X_K}; \quad (4.4)$$

Витрата абсорбату, що поглинається рідкою фазою в абсорбері М, кмоль/с, розраховується за рівнянням:

$$M = G_H - G_K = L_K - L_H; \quad (4.5)$$

$$M = G(Y_H - Y_K) = L(X_K - X_H). \quad (4.6)$$

Схема, що показують рух потоків фаз через прямоточний абсорбер і розподіл абсорбату в фазах, представлений на рис. 4.2.

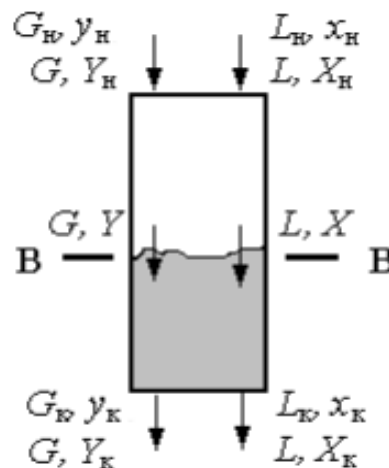


Рис. 4.2 - До написання рівнянь матеріального балансу прямоточного абсорбера

Рівняння матеріального балансу по компоненту, що розподіляється для виділеної ділянки прямоточного абсорбера і рівняння його робочої лінії мають вигляд:

$$LX_H + GY_H = LX + GY \quad (4.7)$$

$$Y = -\frac{L}{G}X + \left(Y_H - \frac{L}{G}X_H\right). \quad (4.8)$$

Рівняння (2.18) являється лінійним. Відповідно, на  $X - Y$  -діаграмі робочі лінії  $Y = f(X)$  як противоточного, так і прямоточного абсорберів відображається відрізком прямої (відрізки АВ на рис. 4.3.)

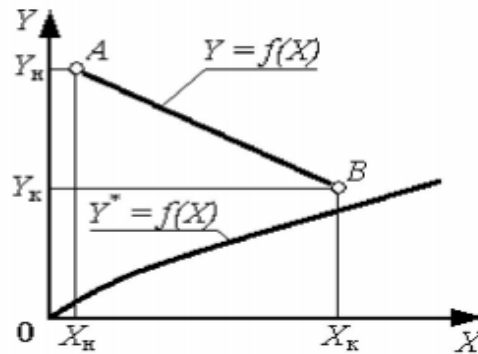


Рис. 4.3 – Відображення робочої лінії прямоточного абсорбера на  $X - Y$  -діаграмі.

Кількість розчину МЕА, який циркулює в системі абсорбер-десорбер за одиницю часу, знаходиться в залежності від витрат сировини та сумарного складу кислих компонентів[19]:

$$y'_k = y'_{H_2S} + y'_{CO_2} = 40; \quad (4.9)$$

де  $y'_{H_2S}$ ,  $y'_{CO_2}$  – склад кислих компонентів в газовій сировині, %(об.).

Кількість розчину МЕА в одиницю часу[19]:

$$V_p = \frac{1090 \cdot 4}{1016} = 4,275 \text{ м}^3/\text{год};$$

Тоді:

$$A_p = V_p \cdot \rho_p = 4,275 \cdot 998 = 4268,53 \text{ кг/год}; \quad (4.10)$$

де  $\rho_p$  – густина 15%-вого водяного розчину МЕА при температурі входу в апарат  $t_p = 44^\circ\text{C}$ .

Кількість метану, що розчиняється в одиницю часу [19]:

$$V_{CH_4} = \alpha_{CH_4} \cdot V_{H_2O} \cdot \frac{273}{t + 273}; \quad (4.11)$$

де  $\alpha_{CH_4}$  – розчинність метану в воді при температурі  $t$  та нормальному

тиску,  $m^3/m^3$ ;  $V_{H_2O}$  – об’ємні витрати води в водяному розчині МЕА.

$$V_{CH_4} = 0,02459 \cdot 0,0783 \cdot \frac{273}{42+273} = 0,477 \text{ м}^3/\text{год};$$

Витрати метану,  $CO_2$  в очищеному газі[19]:

$$V_{CH_4}^o = V_{CH_4}^c - V_{CH_4} = 300 - 0,477 = 299,523 \text{ м}^3/\text{год}; \quad (4.12)$$

$$V_{CO_2}^o = V_{CO_2}^c \cdot y_{CO_2} = 200 \cdot 0,006 = 1,2 \text{ м}^3/\text{год}; \quad (4.13)$$

де  $y_{CO_2} = 0,006$  – вміст  $CO_2$  в очищеному газі, *об.д.*;

Витрати газів, поглинутих розчином МЕА[19]:

$$G_{CH_4} = \frac{V_{CH_4}^o \cdot M_{CH_4}}{22,4} = \frac{299,523 \cdot 16}{22,4} = 213,945 \text{ кг/год}; \quad (4.14)$$

$$G_{CO_2} = \frac{V_{CO_2}^o \cdot M_{CO_2}}{22,4} = \frac{1,2 \cdot 44}{22,4} = 2,35 \text{ кг/год}; \quad (4.15)$$

$$G_i = G_{CH_4} + G_{CO_2} = 216,72 \text{ кг/год}; \quad (4.16)$$

$$G_{ci}^{CH_4} = \frac{300 \cdot 16}{22,4} = 214,25 \text{ кг/год};$$

$$G_{ci}^{CO_2} = \frac{200 \cdot 44}{22,4} = 392,86 \text{ кг/год};$$

$$G_{ci} = G_{ci}^{CH_4} + G_{ci}^{CO_2} = 214,25 + 392,86 = 607,11 \text{ кг/год}; \quad (4.17)$$

$$G_k = G_{ci} - G_i = 607,11 - 216,72 = 390,39 \text{ кг/год}. \quad (4.18)$$

Витрати насиченого кислими компонентами водяного розчину МЕА[19]:

$$A_n = A_p + G_k = 4268,53 + 390,39 = 4658,92 \text{ кг/год}. \quad (4.19)$$

#### 4.4.2 Тепловий баланс

Тепловий баланс абсорбера складається з знаходження температури, при якій насичений розчин МЕА виводиться з апарату. Рівняння теплового балансу має вигляд[19]:

$$Q_{V_c} + Q_{A_p} + Q_a = Q_V + Q_{A_n}; \quad (4.20)$$

де  $Q$  – кількість теплоти відповідного матеріального потоку, кВт;  $Q_a$  – кількість теплоти, що виділяється при абсорбції компонентів, кВт.

Кількість теплоти, що вноситься в апарат газовою сировиною при температурі  $t_c = 42^\circ\text{C}$ , дорівнює[19]:

$$Q_{V_c} = G_{ci} \cdot H_{t_c}^r; \quad (4.21)$$

де  $H_{t_c}^r$  – ентальпія газу при температурі надходженні в апарат, кДж/кг.

Ентальпія газової суміші розраховується за формулою[19]:

$$H_{t_c}^r = H_{\text{см}^{(0)}} - \Delta H_{\text{см}}; \quad (4.22)$$

де  $H_{\text{см}^{(0)}}$  – ентальпія ідеальної газової суміші, кДж/кг;  $\Delta H_{\text{см}}$  – поправка на тиск, кДж/кг.

Ентальпія  $H_{\text{см}^{(0)}}$  знаходиться за формулою[19]:

$$H_{\text{см}^{(0)}} = H_{\text{CH}_4} \cdot y_{\text{CH}_4} + H_{\text{CO}_2} \cdot y_{\text{CO}_2} = 654,8 \cdot 0,6 + 231,3 \cdot 0,4 = 484,4 \text{ кДж/кг}; \quad (4.23)$$

Поправка на тиск розраховується за формулою[19]:

$$\Delta H_{\text{см}} = \frac{R \cdot T_{\text{п.кр.}}}{M_{\text{см}}} \cdot (\Delta H^{(0)} + \omega_{\text{см}} \cdot \Delta H^{(1)}); \quad (4.24)$$

де  $R=8,315$  кДж/(кмоль·К) – універсальна газова стала;  $T_{\text{п.кр.}}$  – псевдо критична температура, К;  $M_{\text{см}} = \frac{16+44}{2} = 30$  – середня мольна маса газу, що поступає в апарат;  $\Delta H^{(0)} = 2,510$  та  $\Delta H^{(1)} = 0,631$  – поправки на тиск для ентальпії;  $\omega_{\text{см}} = 0,0086 + 0,00026 = 0,00606$  – фактор ацентричності суміші.

$$T_{\text{п.кр.}} = 143,6 + 0,6 = 144,20 \text{ K};$$

$$\Delta H_{\text{см}} = \frac{8,325 \cdot 144,2}{30} \cdot (2,525 + 0,00606 \cdot 0,636) = 101,73 \text{ кДж/кг};$$

$$H_{t_c}^r = H_{\text{см}^{(0)}} - \Delta H_{\text{см}} = 485,4 - 101,73 = 383,67 \text{ кДж/кг};$$

$$Q_{V_c} = G_{ci} \cdot H_{t_c}^r = 607,11 \cdot 383,63 = 232929,8 \text{ кДж/год};$$

$$Q_V = G_i \cdot H_t^r; \quad (4.25)$$

$$H_t^r = H_{\text{см}^{(0)}} - \Delta H_{\text{см}} = 654,8 - 186,68 = 468,12 \text{ кДж/кг};$$

$$H_{\text{см}^{(0)}} = H_{\text{CH}_4} \cdot y_{\text{CH}_4} = 654,8 \cdot 1 = 654,8 \text{ кДж/кг};$$

$$\Delta H_{\text{см}} = \frac{8,315 \cdot 144,2}{16} \cdot (2,510 + 0,00606 \cdot 0,631) = 186,68 \text{ кДж/кг};$$

$$Q_V = 213,945 \cdot 468,12 = 100151,9 \text{ кДж/год}.$$

Приход теплоти з регенерованим водяним розчином МЕА [19]:

$$Q_{A_p} = A_p \cdot H_{t_a}^{\text{ж}}; \quad (4.26)$$

де  $H_{t_a}^{\text{ж}}$  – ентальпія розчину МЕА при температурі  $t_a = 44 \text{ }^\circ\text{C}$ , кДж/кг.

Ентальпія в цьому випадку розраховується за формулою:

$$H_{t_a}^{\text{ж}} = c \cdot t_a; \quad (4.27)$$

де  $c$  – теплоємність водного розчину МЕА, кДж/(кг·°C).

З графіка  $c = 3,94 \text{ кДж/(кг·°C)}$ .

$$\text{Тоді } H_{t_a}^{\text{ж}} = 3,94 \cdot 44 = 173,36 \text{ кДж/кг}.$$

$$Q_{A_p} = 4268,53 \cdot 173,36 = 741992,3 \text{ кДж/год};$$

Кількість теплоти, що виділяється в одиницю часу при абсорбції CO<sub>2</sub> в 15%-вому розчині МЕА розраховується за формулою [13]:

$$Q_a = G_k \cdot q_a; \quad (4.28)$$

де  $q_a$  – теплота хемосорбції, яка для CO<sub>2</sub> дорівнює  $q_a = 471 \text{ кДж/кг}$ .

$$Q_a = G_k \cdot q_a = 390,39 \cdot 471 = 183873,7 \text{ кДж/год};$$

$$Q_{V_c} = \frac{232929,8}{3600} = 64,70 \text{ кВт};$$

$$Q_{A_p} = \frac{741992,3}{3600} = 205,21 \text{ кВт};$$

$$Q_a = \frac{183873,7}{3600} = 48,56 \text{ кВт};$$

$$Q_v = \frac{100151,9}{3600} = 26,89 \text{ кВт};$$

$$Q_{AH} = Q_{Vc} + Q_{Ap} + Q_a - Q_v = 62,86 + 205,21 + 48,56 - 26,94 = 295 \text{ кВт}; \quad (4.29)$$

Тоді:

$$H_{t_H}^{\text{ж}} = \frac{3600 \cdot Q_{AH}}{A_H} = \frac{3600 \cdot 295}{4658,92} = 225,65 \text{ кДж/кг}.$$

Температуру насиченого абсорбера знайдемо з рівняння[19]:

$$H_{t_H}^{\text{ж}} = c \cdot t_H, \text{ звідки } t_H = \frac{H_{t_H}^{\text{ж}}}{c}.$$

Перепад температур розчину МЕА в промислових абсорберах аміної очистки газів в залежності від складу кислих компонентів в сировині та ступеня очистки може досягати 70 °С. Для врахування залежності теплоємності насиченого абсорбенту від температури, приймемо, що температура насиченого абсорбенту на 12 °С вище температури регенованого розчину[19]:

$$t_H = 44 + 12 = 56 \text{ °С};$$

З графіку видно, що при температурі  $t_H = 56 \text{ °С}$  знайдемо, що

$$c = 4,03 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{°С)}.$$

Тоді:

$$t_H = \frac{227,46}{4,03} = 56,44 \text{ °С}.$$

Знайдена величина не відрізняється від прийнятої температури

$$t_H = 56 \text{ °С}.$$



#### 4.4.3 Розрахунок геометричних розмірів апарата

Вихідні дані:

Загальний об'єм апарату  $V$ , м<sup>3</sup> 3,2.

Визначимо геометричні розміри апарата.

Задаємося відношенням висоти до діаметру апарата:

$$\frac{H}{D} = 2,5$$

Знайдемо діаметр апарата в залежності від об'єму апарата [19]:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{2,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 3,2}{2,5 \cdot 3,14}} = 1,189 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр корпусу апарата  $D=1,2 \text{ м} = 1200 \text{ мм}$

Висота конічного днища тоді буде рівна:

$$H_{\text{дн}} = 600 \text{ мм}$$

Оскільки конічні днища є стандартними виробами то за ГОСТ 6533-78 приймаємо днище 90-1200 –6 – ГОСТ 12620-78(рис.4.4.) [19]:

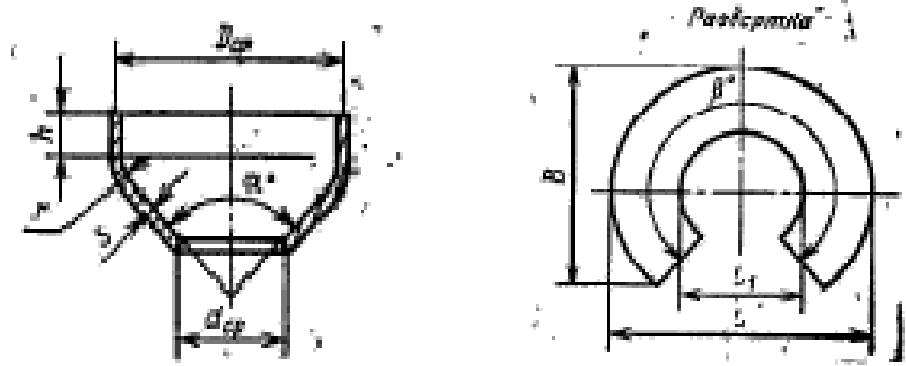


Рис. 4.3 – Відбортване зварне еліптичне днище з базовими розмірами

Основні параметри конічного днища [19]:

$S_{\text{д}} = 3 - 16 \text{ мм}$  – товщина стінки конічного днища;

$H_{\text{д}} = 600 \text{ мм}$  – висота конічного днища;

$F_{\text{д}} = 1,6 \text{ м}^2$  – площа поверхні конічного днища;

$V_{\text{д}} = 0,23 \text{ м}^3$  – об'єм конічного днища.

Об'єм циліндричної частини апарата[19]:

$$V_{\text{ц}} = V - 2 \cdot V_{\text{д}} = 3,2 - 2 \cdot 0,23 = 2,74 \text{ м}^3$$

де  $V$  – загальний об'єм апарата;

$V_d$  – об'єм конічного днища.

Звідси висота циліндричної частини апарата[19]:

$$H_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{ц}}}{F_{\text{ц}}} = \frac{2,74}{1,13} = 2,45\text{м} = 2450\text{мм}$$

де  $F_{\text{ц}}$  – площа поперечного перерізу циліндричної частини апарату[19]:

$$F_{\text{ц}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \frac{3,14}{4} \cdot 1,2^2 = 1,13\text{м}^2$$

За цими даними знаходимо загальну висоту апарата[19]:

$$H_{\text{общ}} = H_{\text{ц}} + 2 \cdot h_d = 2,45 + 2 \cdot 0,6 = 3,2\text{м}.$$

Перевіряємо вище приведені відношення[19]:

$$\frac{H}{D} = \frac{3,2}{1,2} = 2,525 - \text{воно майже дорівнює заданому.}$$

#### 4.4.4 Розрахунок центробіжного механізму

Вихідні дані і умови. [16]

На розпилювальний диск, зображений на рис.4.4., подається суспензія МЕА; Розпил здійснюється центробіжним диском, що виконує 10000 об/хв, кутова швидкість диска  $\omega = 1050$  рад/с, густина рідини  $\rho = 998$  кг/м<sup>3</sup>; коефіцієнт поверхневого натягу  $\sigma_p = 0,0072$  Н/м; Н/м. Враховуючи властивості рідини, приймаємо соплову конструкцію диска. Число сопел  $z = 18$ , сопла мають прямокутний поперечний переріз, внутрішній розмір сопел  $a \times b = 0.015 \times 0.014$  м.

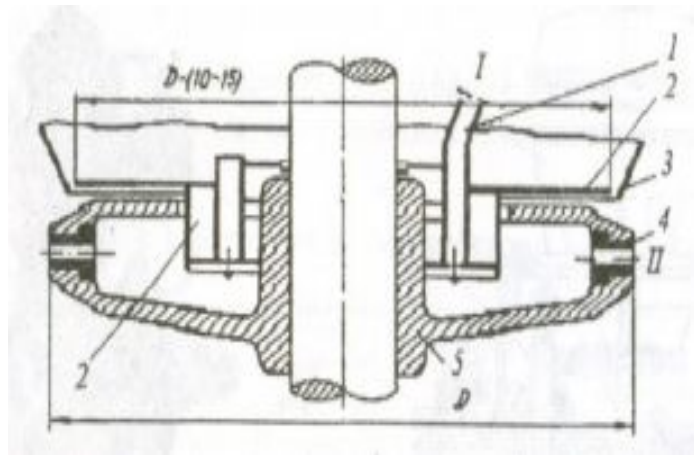


Рис. 4.4 – Диск с соплами.

1 – розподільвач рідини з отворами; 2 – система ущільнень; 3 – сорочка корпусу; 4 – змінні сопла; 5 – корпус диску; I – вхід розчину; II – вихід розчину; [19].

Змочений периметр дорівнює:

$$X = z \cdot \frac{\pi \cdot d_{\text{эф}}}{2},$$

де  $z$  - число сопел, шт.

$d_{\text{эф}}$  - ефективний діаметр прямокутного перерізу сопла, м

$\pi$  - число Пі, що дорівнює 3,14.

Ефективний діаметр прямокутного перерізу сопла визначається по формулі:

$$d_{\text{эф}} = \frac{F}{P},$$

де  $F$  - площа перерізу сопла,  $\text{м}^2$

$P$  - периметр по с перерізу,  $\text{м}$

У випадку прямокутного перерізу  $d_{\text{эф}}$  дорівнює:

$$d_{\text{эф}} = \frac{a \cdot b}{2 \cdot (a + b)},$$

де  $a$  и  $b$  –ширина и висота внутрішнього прямокутного перерізу сопла відповідно,  $\text{м}$

$$d_{\text{эф}} = \frac{0,015 \cdot 0,014}{2 \cdot (0,015 + 0,014)} = 0,004 \quad \text{м}$$

Тоді змочений периметр:

$$X = 18 \cdot \frac{3,14 \cdot 0,004}{2} = 0,113 \quad \text{м}$$

Витрату рідини приймаємо рівною  $G_{\text{ж}} = 1.188 \quad \text{кг/с}$ ; коефіцієнт кінематичної в'язкості  $\nu = 0,675 \cdot 10^{-6} \quad \text{м}^2 / \text{с}$ .

Діаметр диска обирається в першу чергу, виходячи з вимог до дисперсності. Тонкодисперсний розпил забезпечується при коловій швидкості

$\omega_{\text{окр}} > 100 \text{ м/с}$ . Колова швидкість  $\omega_{\text{окр}} = 130 \text{ м/с}$ . Тоді діаметр диска  $D_{\text{д}}$ ,  $\text{м}$ :

$$D_{\text{д}} = \frac{2 \cdot \omega_{\text{окр}}}{\omega},$$

де  $\omega_{\text{окр}}$  - колова швидкість диска,  $\text{м/с}$

$\omega$  - кутова швидкість диска  $\text{рад/с}$

$$D_{\text{д}} = \frac{2 \cdot 130}{1050} = 0.25 \quad \text{м}$$

Виходячи із заданих параметрів, по рівнянню: визначимо середній об'ємно-поверхневий діаметр  $d_{2,3}$ ,  $\text{м}$ :

$$d_{2,3} = 1.345 \cdot \left( \frac{1}{\omega} \right)^{0.6} \cdot \left( \frac{1}{\rho} \right)^{0.3} \cdot \left( \frac{\sigma}{X} \right)^{0.1} \cdot \left( \frac{G_{\text{ж}} \cdot \nu}{D_{\text{д}}} \right)^{0.2}$$

де  $\omega$  - кутова швидкість диска  $\text{рад/с}$

$\rho$  - густина рідини кг/м<sup>3</sup>

$\sigma$  - коефіцієнт поверхневого натягу Н/м.

$X$  - змочений периметр, м

$G_{ж}$  - витрата рідини кг/с;

$\nu$  - коефіцієнт кінематичної в'язкості суспензії м<sup>2</sup>/с.

$D_\delta$  - діаметр диска, м:

$$d_{2,3} = 1.345 \cdot \left(\frac{1}{1050}\right)^{0.6} \cdot \left(\frac{1}{998}\right)^{0.3} \cdot \left(\frac{7.2 \cdot 10^{-2}}{0.113}\right)^{0.1} \cdot \left(\frac{1.188 \cdot 0.675 \cdot 10^{-6}}{0.25}\right)^{0.2} = 1.986 \cdot 10^{-4} \text{ м}$$

Для розрахунку радіуса факела стосовно випадку , що розглядається вихідні дані необхідно доповнити наступними значеннями параметрів: коефіцієнт кінематичної в'язкості газу  $\nu_r = 1.14 \cdot 10^{-5}$  м<sup>2</sup>/с. температура газу перед сушаркою  $T = 315$  К; температура відпрацьованого газу  $T_2 = 275$  К; температура мокрого термометра  $T_M = 235$  К; теплота пароутворення (при  $r = 3350$  кДж/кг; теплоємність газу  $c_r = 1.9$  кДж/(кг·К); густина газу при  $t_{cp}$   $\rho_r = 1.16$  кг/м<sup>3</sup>

Підставивши задані значення в формулу А. А. Долінського: визначаємо радіус факелу розпилювання  $R_\delta$ , м:

$$R_\delta = 0,33 \cdot d_{2,3} \cdot \left(\frac{\omega_{окр} \cdot d_{2,3}}{\nu_z}\right)^{0.35} \cdot \left(\frac{T - T_M}{T}\right)^{-0.4} \cdot \left(\frac{c_z \cdot T \cdot d_{эф}}{W \cdot r}\right)^{-0.2} \cdot \frac{\rho_{ж}}{\rho_z}$$

де  $d_{2,3}$  - середній об'ємно-поверхневий діаметр, м:

$\omega_{окр}$  - кутова швидкість диска, м/с

$\nu_z$  - коефіцієнт кінематичної в'язкості газу, м<sup>2</sup>/с.

$T$  - температура газу на вході в абсорбер, К

$T_M$  - температура мокрого термометра, К

$c_z$  - теплоємність газу,  $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$

$d_{эф}$  - ефективний діаметр прямокутного перерізу сопла, м

$W$  - кількість випареної вологи, кг/ч

$r$  - теплота пароутворення при температурі  $T$ , кДж/кг

$\rho_*$  - густина рідини кг/м<sup>3</sup>

$\rho_2$  - густина газу кг/м<sup>3</sup>

$$R_\phi = 0.33 \cdot 1.986 \cdot 10^{-4} \cdot \left( \frac{130 \cdot 1.986 \cdot 10^{-4}}{1.14 \cdot 10^{-5}} \right)^{0.35} \cdot \left( \frac{315 - 275}{315} \right)^{-0.4} \cdot \left( \frac{1.9 \cdot 315 \cdot 0.004}{0.875 \cdot 1.188 \cdot 3350} \right)^{-0.2} \cdot \frac{998}{1.16} =$$

отримаємо  $R_\phi = 0,54$  м.

Діаметр сушильної камери визначаємо зі співвідношення:

$$D_k \approx 2.2 \cdot R_\phi \approx 1.2 \text{ м.}$$

Після отримання результатів, використовуючи нормативні матеріали, вибирається остаточно діаметр апарата, який для нашого випадку дорівнює 1,2 м

З практики відомо, що апарати з центробіжним розпиленням при діаметрі камери 1—1,2 м успішно експлуатуються при використуваннях в розрахунку вихідних параметрах, що свідчить про достатню точність приведених вище співвідношень для визначення діаметра апарата.

#### 4.4.5 Розрахунок на міцність циліндричної обичайки абсорбера

Вихідні дані:

Внутрішній діаметр обичайки $D$ , м	1,2;
Робочий тиск в апараті $P$ , МПа	0,1;
Тиск стерилізації $P_{ст}$ , МПа	0,2;
Температура процесу $t_{проц}$ , °C	40;
Матеріал обичайки – Сталь 09Г2С.	

Знайдемо допустиме напруження при робочій температурі для Сталі 09Г2С [19]:

$$[\sigma] = 180 \text{ МПа};$$

Розрахуємо обичайку в робочому стані. На неї діють надлишковий тиск всередині апарату  $P = 0,02 \text{ МПа}$  і надлишковий тиск в циркуляційному циліндрі апарату  $P_{cop} = 0,2 \text{ МПа}$ .

Тоді розрахунковий тиск є зовнішнім і дорівнює  $P_p = 0,2 - 0,02 = 0,18 \approx 0,2 \text{ МПа}$ .

Розрахуємо розрахункову і виконавчу товщини стінки корпусу апарату (рис.4.5)

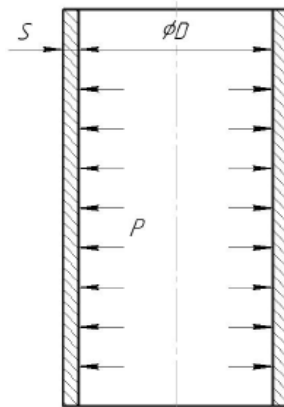


Рисунок 4.5– Розрахункова схема для визначення товщини стінки циліндричної обичайки

Визначаємо товщину стінки циліндричної обичайки [19]:

$$S_R = \max \left\{ K_2 D \cdot 10^{-2}; \frac{1,1 \cdot P D}{2[\sigma]} \right\},$$

де  $K_2$  визначаємо по номограмі, наведеній на рисунку 5.5 [19]:

$$K_3 = \frac{L_p}{D};$$

$$L_p = L_3 + L;$$

$$L_3 = \frac{H}{3} = \frac{3,2}{3} = 1,06 м.$$

Розрахункова довжина корпусу[19]:

$$L_p = L_3 + L = 1,06 + 3,2 = 4,26 м.$$

Коефіцієнти розраховуються за формулами[19]:

$$K_3 = \frac{L_p}{D} = \frac{4,26}{1,2} = 3,55;$$

$$K_4 = \frac{n_y \cdot P}{2,4 \cdot 10^{-6} E} = \frac{2,4 \cdot 0,2}{2,4 \cdot 10^{-6} \cdot 2 \cdot 10^5} = 1.$$

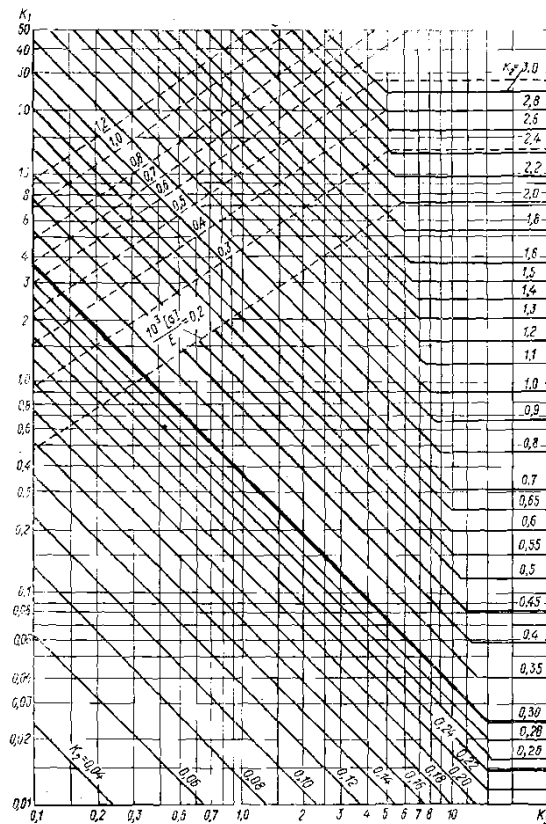


Рисунок 4.6 – Номограма для розрахунку на стійкість в межах пружності циліндричних обичайок



З номограми визначаємо  $K_2 = 0,45$ ;

$$S_R = \max \{0,003; 0,001\}; S_R = 3 \text{ мм};$$

$$S = S_R + c, \quad c_1 = \Pi \tau = 0,05 \cdot 30 = 1,5 \text{ мм},$$

$$S = S_R + c_1 + c_2 + c_3 = 2 = 3 + 1,5 + 1 = 5,5 \text{ мм}.$$

Прийmemo  $S = 6 \text{ мм}$ , тоді  $c_4 = 6 - 5,5 = 0,5 \text{ мм}$ .

Розрахуємо допустимий зовнішній тиск з умови міцності [19]:

$$[P]_M = \frac{2[\sigma](S-c)}{D+(S-c)} = \frac{2 \cdot 180 \cdot 0,0055}{1,2+0,0055} = 1,52 \text{ МПа}.$$

Розрахуємо допустимий тиск з умови стійкості в межах пружності [19]:

$$[P]_E = \frac{18 \cdot 10^{-6} E}{n_y B_1} \cdot \frac{D}{L_p} \cdot \left[ \frac{100(S-c)}{D} \right]^{2,5},$$

де

$$B_1 = \min \left\{ 1, 0; 9,45 \cdot \frac{D}{L_p} \sqrt{\frac{D}{100(S-c)}} \right\} = \left\{ 1, 0; 9,45 - \frac{1,2}{4,26} \cdot \sqrt{\frac{1,2}{100 \cdot 0,0055}} \right\} = \min \{1, 0; 9,01\} = 1.$$

Тоді

$$[P]_E = \frac{18 \cdot 10^{-6} \cdot 2 \cdot 10^5}{2,4 \cdot 1} \cdot \frac{1,2}{4,26} \cdot \left[ \frac{100 \cdot 0,0055}{1,2} \right]^{2,5} = 0,061 \text{ МПа}.$$

Допустимий зовнішній тиск на обичайку [19]:

$$[P] = \frac{[P]_M}{\sqrt{1 + \left( \frac{[P]_M}{[P]_E} \right)^2}} = \frac{1,64}{\sqrt{1 + \left( \frac{1,64}{0,063} \right)^2}} = 0,068 \text{ МПа}.$$

Перевіримо умову міцності  $[P] \geq P$ ,  $0,068 \text{ МПа} \geq 0,061 \text{ МПа}$ . Умова міцності виконується.

#### 4.4.6 Розрахунок фланцевого з'єднання корпусу і кришки

Вихідні дані:

Внутрішній діаметр обичайки $D$ , м	1,2;
Температура процесу $t_{проц}$ , °C	40;
Температура середовища $t$ , °C	20;
Ширина стінки корпусу апарату	$S_0 = 0,006$ м;

Для з'єднання корпусу і кришки обрано фланець у системі шип-паз, оскільки для встановлення в нього прокладки не потрібно її центрувати [19].

Схема фланцевого з'єднання наведена на рисунок 4.7.

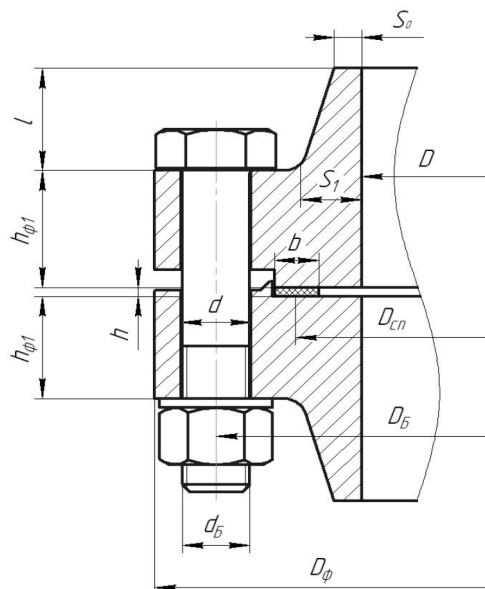


Рисунок 4.7 – Схема фланцевого з'єднання

Для ущільнення використовуємо гумову прокладку між плоскими поверхнями (забезпечує герметичність при тиску  $P \leq 18$  МПа).

Обираємо прокладку [19]:

Тип прокладки	гумова;
Ширина прокладки	$b = 0,02$ м;
Товщина прокладки	$h = 0,003$ м.
Діаметр болтової окружності[19]:	

$$D_б \geq D + 2(2s + d_б + a) = 1,2 + 2 \cdot (2 \cdot 0,006 + 0,024 + 0,02) = 1,312 \text{ м},$$

де  $d_{\phi}$  - діаметр болтів, приймаємо  $d_{\phi} = 0,024 \text{ м}$  [19];:

$D$  - внутрішній діаметр апарата,  $D = 1,2 \text{ м}$ ;

$a$  - нормативний зазор,  $a = 0,02 \text{ м}$ .

Приймаємо  $D_{\phi} = 1,304 \text{ м}$ .

Зовнішній діаметр фланця [19]:

$$D_{\phi} \geq D_{\phi} + a = 1,312 + 0,047 = 1,359 \text{ м},$$

де  $a$  - конструктивний додаток до розміру болтів,  $a = 0,047 \text{ м}$ .

Кількість болтів, що необхідна для забезпечення герметичності з'єднання[19]:

$$n_{\phi} > \frac{\pi D_{\phi}}{t_1} = \frac{3,14 \cdot 1,359}{0,12} = 31,56 \text{ шт},$$

де  $t_1$  - крок розміщення болтів,  $t_1 = (4,2 \dots 5) \cdot d_{\phi} = 5 \cdot 0,024 = 0,12 \text{ м}$ .

Приймаємо кількість болтів  $n_{\phi} = 32 \text{ шт}$ .

Висота фланця[19]:

$$h_{\phi} \geq \lambda_{\phi} \sqrt{Ds} = 0,34 \sqrt{1,2 \cdot 0,006} = 0,0288 \text{ м},$$

де  $\lambda_{\phi}$  - конструктивний коефіцієнт, приймаємо  $\lambda_{\phi} = 0,34$  за графіком наведеним на рисунку 4.8;  $s$  - товщина стінки обичайки,  $\text{м}$ .

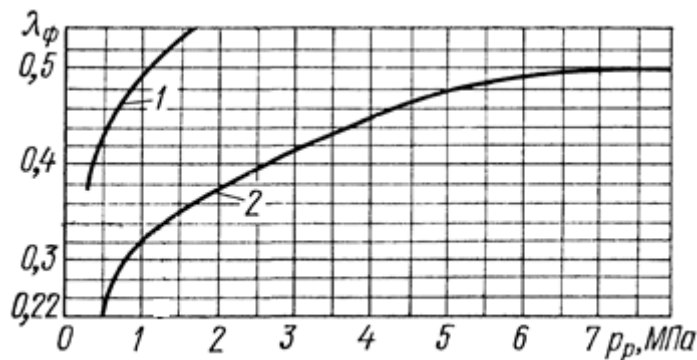


Рисунок 4.8 – Графік для визначення коефіцієнта  $\lambda_{\phi}$ : 1 – плоскі фланці, 2 – фланці приварні встик.

Розрахункова довжина болта [19]:

$$l_{\sigma} = l_{\sigma o} + 0,28 \cdot d_{\sigma} = 0,064 + 0,28 \cdot 0,024 = 0,0707 \text{ м},$$

де  $l_{\sigma o}$  - висота болта, що не забезпечить згвинчування з гайкою,

$$l_{\sigma o} = 2(h_{\phi} + h_n) = 2 \cdot (0,0288 + 0,003) = 0,064 \text{ м} \quad (h_n = 3 \text{ мм} - \text{висота прокладки}).$$

Для зручності монтажу приймаємо довжину болта  $l_{\sigma} = 0,075 \text{ м}$ .

Розрахунок навантажень, що діють на фланцеве з'єднання.

Рівнодіюча внутрішнього тиску[19]:

$$F_D = \frac{P \pi D_{cn}^2}{4} = \frac{0,1 \cdot 3,14 \cdot 1,212^2}{4} = 0,115 \text{ МН},$$

де  $P$  - тиск в апараті,  $P = 0,1 \text{ МПа}$ .

Реакція прокладки[19]:

$$R_n = \pi D k_{np} b_o P = 3,14 \cdot 1,2 \cdot 0,5 \cdot 0,007 \cdot 0,1 = 0,0013 \text{ МН},$$

де  $k_{np}$  - прокладочний коефіцієнт, для гумової прокладки  $k_{np} = 0,5$ ;

$b_o$  - ефективна ширина прокладки,  $b_o = 0,12\sqrt{b} = 0,12\sqrt{0,003} = 0,007 \text{ м}$ .

Піддатливість прокладки[19]:

$$y_n = \frac{k_n h_n}{E_n \pi D_{cn} b} = \frac{1 \cdot 0,010}{2000 \cdot 3,14 \cdot 1,212 \cdot 0,003} = 0,000438 \frac{\text{м}}{\text{МН}},$$

де  $k_n$  - коефіцієнт обтискання прокладки,  $k_n = 1$ ;  $E_n$  - модуль Юнга для прокладки,  $E_n = 2000 \text{ МПа}$ .

Піддатливість болтів[19]:

$$y_{\sigma} = \frac{l_{\sigma}}{E_{\sigma} f_{\sigma} n_{\sigma}} = \frac{0,075}{1,83 \cdot 10^5 \cdot 3,4 \cdot 10^{-4} \cdot 32} = 0,0000377 \frac{\text{м}}{\text{МН}},$$

де  $E_{\sigma}$  - модуль Юнга для болтів зі Ст35Х,  $E_{\sigma} = 1,830 \cdot 10^5 \text{ МПа}$ ;  $f_{\sigma}$  - площа поперечного перерізу болта, приймається по діаметру,  $f_{\sigma} = 3,4 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$ .

Піддатливість фланців[19]:

$$y_{\phi} = \frac{(1 - \nu(1 + 0,9\lambda_{\phi}))\psi_2}{h_{\phi}^3 E_{\phi}} = \frac{(1 - 0,4 \cdot (1 + 0,9 \cdot 0,34)) \cdot 16}{0,0288^3 \cdot 2,1 \cdot 10^5} = 1,52 \frac{\text{м}}{\text{МН}},$$

де  $E_\phi$  - модуль Юнга для фланців із сталі 09Г2С,  $E_\phi = 2,1 \cdot 10^5 \text{ МПа}$  [19];

$\nu, \psi_1, \psi_2$  - конструктивні коефіцієнти, які визначаються з формул [19]:

$$\psi_1 = 1,28 \ln \frac{D_\phi}{D} = 1,28 \cdot \ln \frac{1,36}{1,2} = 0,16;$$

$$\psi_2 = \frac{D_\phi + D}{D_\phi - D} = \frac{1,36 + 1,2}{1,36 - 1,2} = 16;$$

$$\nu = \frac{1}{1 + 0,92 \lambda_\phi \left( 1 + \frac{\psi_1 h_\phi^2}{s_1^2} \right)} = \frac{1}{1 + 0,92 \cdot 0,34 \cdot \left( 1 + \frac{0,16 \cdot 0,0288^2}{0,006^2} \right)} = 0,4.$$

Коефіцієнт жорсткості фланцевого з'єднання [19]:

$$\begin{aligned} k_{жс} &= \frac{y_\phi + 0,5 y_\phi (D_\phi - D - s_1)(D_\phi - D_{cn})}{y_n + y_\phi + 0,5 y_\phi (D_\phi - D_{cn})^2} = \\ &= \frac{0,0000377 + 0,5 \cdot 1,52 \cdot (1,312 - 1,2 - 0,006)(1,312 - 1,212)}{0,000438 + 0,0000377 + 0,5 \cdot 1,52 \cdot (1,312 - 1,212)^2} = 1,01. \end{aligned}$$

Зусилля від температурних деформацій [19]:

$$\begin{aligned} F_t &= \frac{y_\phi n_\phi f_\phi E_\phi (\alpha_\phi t_\phi - \alpha_\phi t_\phi)}{y_\phi + y_n + 0,5 y_\phi (D_\phi - D_{cn})} = \\ &= \frac{0,0000377 \cdot 32 \cdot 3,4 \cdot 10^{-4} \cdot 1,83 \cdot 10^5 \cdot (12,7 \cdot 10^{-6} \cdot 19,2 - 13,4 \cdot 10^{-6} \cdot 19)}{0,0000377 + 0,000438 + 0,5 \cdot 1,52 \cdot (1,312 - 1,212)^2} = 0,01 \text{ МН}, \end{aligned}$$

де  $\alpha_\phi, \alpha_\phi$  - коефіцієнти температурного розширення відповідно фланців і болтів,  $\alpha_\phi = 12,7 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ\text{C}}$ ,  $\alpha_\phi = 13,4 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^\circ\text{C}}$ ;  $t_\phi, t_\phi$  - температури відповідно фланців і болтів [19]:

$$t_\phi = 0,96t = 0,96 \cdot 20 = 19,2 \text{ } ^\circ\text{C}, \quad t_\phi = 0,95t = 0,95 \cdot 20 = 19 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Зусилля в болтах в умовах монтажу [19]:

$$\begin{aligned} F_{\phi 1} &= \max \{ k_{жс} F_d + R_n; \pi D_{cn} b_0 q; 0,4 [\sigma]_\phi^{20} n_\phi f_\phi \} = \\ &= \max \left\{ \begin{aligned} &1,01 \cdot 0,115 + 0,007 = 0,12 \text{ Н}; \\ &3,14 \cdot 1,212 \cdot 0,024 \cdot 2 = 0,18 \text{ МН}; \\ &0,4 \cdot 230 \cdot 32 \cdot 3,4 \cdot 10^{-4} = 1 \text{ МН} \end{aligned} \right\} = 1 \text{ МН}, \end{aligned}$$

де  $q$  - зусилля герметизації, для гумових прокладок  $q = 2 \text{ МПа}$ ;

$[\sigma]_{\sigma}^{20}$  - граничне напруження в болтах при температурі  $20^{\circ}\text{C}$ ,  $[\sigma]_{\sigma}^{20} = 230 \text{ МПа}$

Зусилля в болтах в робочих умовах[19]:

$$F_{\sigma 2} = F_{\sigma 1} + (1 - k_{\text{жс}})F_{\text{д}} + F_{\text{т}} = 1 + (1 - 1,01) \cdot 0,115 - 0,001 = 0,998 \text{ МН}.$$

Приведений вигинаючий момент[19]:

$$M_0 = \max \left\{ 0,5(D_{\sigma} - D_{\text{сн}})F_{\sigma 1}; [0,5(D_{\sigma} - D_{\text{сн}})F_{\sigma 2} + (D_{\text{сн}} - D - s_0)F_{\text{д}}] \frac{[\sigma]_{\phi}^{20}}{[\sigma]_{\phi}} \right\} =$$

$$= \max \left\{ 0,5 \cdot (1,312 - 1,212) \cdot 1,2 = 0,06 \text{ МН} \cdot \text{м}; \right. \\ \left. [0,5 \cdot (1,312 - 1,212) \cdot 0,998 + (1,212 - 1,2 - 0,006) \cdot 0,115] \frac{180}{178} = 0,051 \text{ Н} \cdot \text{м} \right\} = 0,06 \text{ МН} \cdot \text{м},$$

де  $[\sigma]_{\phi}^{20}, [\sigma]_{\phi}$  - граничні напруження для фланців, відповідно при  $20^{\circ}\text{C}$  і  $33^{\circ}\text{C}$ :  $[\sigma]_{\phi}^{20} = 180 \text{ МПа}, [\sigma]_{\phi} = 178 \text{ МПа}$  [19]

Умова міцності болтів в умовах монтажу[19]:

$$\frac{F_{\sigma 1}}{n_{\sigma} f_{\sigma}} \leq [\sigma]_{\sigma}^{20} \Rightarrow \frac{1}{32 \cdot 3,4 \cdot 10^{-4}} = 92 \text{ МПа} < 230 \text{ МПа}$$

виконується.

Перевірка міцності болтів в робочих умовах[19]:

$$\frac{F_{\sigma 2}}{n_{\sigma} f_{\sigma}} \leq [\sigma]_{\sigma}^{20} \Rightarrow \frac{0,998}{32 \cdot 3,4 \cdot 10^{-4}} = 92 \text{ МПа} < 230 \text{ МПа},$$

отже, умова виконується.

Умова міцності прокладки[19]:

$$\frac{F_{\sigma \text{max}}}{\pi D_{\text{сн}} b} \leq [P]_{\text{np}} \Rightarrow \frac{1}{3,14 \cdot 1,212 \cdot 0,02} = 13,1 \text{ МПа} \leq 18 \text{ МПа},$$

де  $[P]_{\text{np}}$  - допустимий тиск, для гумової прокладки  $[P]_{\text{np}} = 18 \text{ МПа}$  [1];  $F_{\sigma \text{max}}$  - найбільше зусилля в болтах  $F_{\sigma \text{max}} = \max \{F_{\sigma 1}, F_{\sigma 2}\} = 1 \text{ МН}$ .

Умова міцності прокладки виконується.

Радіальне напруження обчислюється за формулою[19]:

$$\sigma_1 = \frac{T_\phi M_0 \nu}{D(s-c)^2} = \frac{1,86 \cdot 0,06 \cdot 0,4}{1,2 \cdot (0,0055)^2} = 122 \text{ МПа},$$

де  $T_\phi$  - конструктивний коефіцієнт, визначається по формулі[19]:

$$T_\phi = \frac{D_n^2 \left( 1 + 8,55 \lg \frac{D_n}{D} \right) - D^2}{(1,05 D^2 + 1,945 D_n^2) \left( \frac{D_n}{D} - 1 \right)} = \frac{1,36^2 \cdot \left( 1 + 8,55 \cdot \lg \frac{1,36}{1,2} \right) - 1,2^2}{(1,05 \cdot 1,2^2 + 1,945 \cdot 1,36^2) \cdot \left( \frac{1,36}{1,2} - 1 \right)} = 1,86.$$

Максимальне напруження кільця обчислюється за формулою[19]:

$$\sigma_k = \frac{M_0(1 - \nu(1 + 0,9\lambda_\phi))}{D h_\phi^2} = \frac{0,06 \cdot (1 - 0,4 \cdot (1 + 0,9 \cdot 0,34))}{1,2 \cdot 0,0288^2} = 28,79 \text{ МПа}.$$

Напруження у втулці від внутрішнього тиску обчислюється за формулами[19]:

$$\sigma_t = \frac{PD}{2(s-c)} = \frac{0,1 \cdot 1,2}{2(0,0055)} = 11 \text{ МПа}; \quad \sigma_m = \frac{PD}{4 \cdot (s-c)} = \frac{0,2 \cdot 3}{4 \cdot (0,005)} = 5,5 \text{ МПа}.$$

Умова міцності обчислюється за формулою[19]:

$$\sqrt{(\sigma_1 + \sigma_m)^2 + \sigma_t^2 - (\sigma_1 + \sigma_m)\sigma_t} \leq \varphi[\sigma]_0$$

$$\sqrt{(122 + 5,5)^2 + 11^2 - (122 + 5,5) \cdot 11} = 122 \text{ МПа} < 1 \cdot 630 \text{ МПа},$$

де  $[\sigma]_0$  - граничне напруження в перерізі, обмежено розміром  $s$ ,  
 $[\sigma]_0 = 0,003 E_\phi = 0,003 \cdot 2,1 \cdot 10^5 = 630 \text{ МПа}.$

Умова герметичності фланцевого з'єднання [19]:

$$\Theta = \frac{\sigma_k D}{E_\phi h_\phi} \leq [\Theta]; \quad \frac{28,79 \cdot 1,2}{2,1 \cdot 10^5 \cdot 0,0288} = 0,0057 < 0,013.$$

де  $[\Theta]$  - граничний кут повороту фланців,  $[\Theta] = 0,013$  при  $(D < 2000 \text{ мм})$ .

Умова герметичності фланцевого з'єднання виконується. Отже розрахований фланець задовольняє всі вимоги даного апарату.

## **4.5 Рекомендація з монтажу та експлуатації**

### **4.5.1 Компоновка та монтаж**

Складально-монтажні роботи мають на меті установку апаратів на металоконструкції, установку та приєднання допоміжного устаткування, монтаж трубопроводів, приєднання деталей вузлів підведення та відведення продуктів, установку приладів теплового контролю та систем автоматичного регулювання. Процес проведення монтажу передбачає виявлення та й усунення основних дефектів конструкції та проектування апаратури. В той же час виконують перевірку та налагодження роботи апарата для його підготовки до подальшої експлуатації [28].

Відповідно до проекту виробництва складальних робіт з монтажу передбачається наведена нижче послідовність операцій зборки:

1. Установка металоконструкцій – опор апарата;
2. Установка секцій апарата на металоконструкцію;
3. Припасування і приєднання всіх трубопроводів;
4. Установка арматури і контрольно-вимірювальних приладів;
5. Герметизація місць з'єднання апарата (кришок, фланців і т.д.);
6. Приєднання допоміжних механізмів і пристроїв;
7. Установка огорожень;
8. Випробування апарата на герметичність;
9. Пробна експлуатаційна установка;
10. Проведення теплоізоляційних робіт (якщо потрібно);
11. Задача установки в експлуатацію.



#### 4.5.2 Випробовування

По завершенню збиральних робіт з монтажу, неодмінно передбачається випробування апарату. На початку здійснюють підготовчі роботи, у ході яких проводять огляд і перевірку стану всіх частин та вузлів апарата.

В даному випадку необхідно надати особливу увагу присутності в конструкції арматури, приладів, кришок, заглушок, шпильок, прокладок та інших деталей, що застосовують для забезпечення герметичності системи.

Складовою частиною програми випробувань являється гідравлічне та пневматичне випробування апарата наряду із трубопроводами на тиск, значення зазначене на кресленні. У ході випробувань переконуються у герметичності та надійності роботи вентилів, кранів, клапанів та іншої арматури, окрім того, перевіряють щільність усіх роз'ємних з'єднань.

На етапі підготовки апарата до експлуатації проводять перевірку витрат теплоносіїв, значення температур теплоносіїв на вході та на виході із апарату, тиск в корпусі апарата і у трубопроводах. При цьому необхідно зауважити на надійність і легкість у управлінні технологічним процесом [28].

Аналізуючи результати випробувань установлюють недоліки і дефекти, які вказують у акті випробувань на конкретно розглянутий апарат.

### 4.5.3 Вимоги до експлуатації апарату

Для прийняття апарату м в експлуатацію обов'язковим є підписання акту між представниками монтажної організації та замовником.

Дотримання правильного режиму експлуатації абсорберів передбачає:

1. Справність і безперебійність роботи обладнання;
2. Високий рівень кваліфікації обслуговуючого персоналу;
3. Забезпечення необхідними видами енергії і раціональна її витрата.

Для забезпечення безперебійної роботи устаткування потрібні:

1. Достатній резерв основного і допоміжного устаткування та дотримання правил технічної експлуатації;
2. Своєчасне виконання планово-попереджувальних ремонтів устаткування і наявність запасних частин для вузлів і деталей, які швидко зношуються.

#### 4.6 Висновки

1. Особливістю розробленого апарату є те, що така конструкція дозволяє змінювати швидкість газу, що пропускається для збільшення ступеню фільтрації і розширення спектра робочих параметрів.
2. Проведені розрахунки теплового та матеріального балансу, конструктивний розрахунок апарата, визначені геометричні розміри та максимальні напруження у апараті, виконано розрахунки на міцність і представлено розрахунки фланцевих з'єднань.
3. Розраховані основні габаритні розміри апарату та розміри його складальних одиниць. Визначені матеріали, з яких виготовляється апарат.
4. Надані рекомендації з монтажу та експлуатації
5. Отримані результати задовольняють необхідні робочі умови.

## 5. РОЗРОБЛЕННЯ СТАРТАП-ПРОЕКТУ

### 5.1 Резюме

Резюме стартап проекту - це документ, в якому міститься головна інформація про розроблюваний проект. Тобто інформація про його продуктах і послугах, його виробництві, ринках збуту, аналізі ринку, маркетингу, організаційну структуру і фінансової ефективності. Резюме стартап проекту представлено у таблиці 5.1[63]

Таблиця 5.1 – Резюме стартап-проекту

Показник	Характеристика
1. Тема	Виготовлення обладнання для збагачення біогазу
2. Назва	Розпилювальний абсорбер
3. Сутність ідеї	Виготовлення для збагачення біогазу
4. Об'єкт дослідження	Інноваційна продукція
5. Продукт	Обладнання для отримання вихідного продукту високої якості при заданих значеннях продуктивності за рахунок застосування процесу хемосорбція розчином моноетаноламіну
6. Технологія	конструкція розпилювального абсорберу для збагачення біогазу, шляхом усунення баластних домішок
7. Наявність аналогів або прототипів ідеї	Компанії-виробники абсорберів
8. Основна потреба, яку задовольнить реалізований стартап	Отримання очищеного від баластних домішок біогазу для використання в хімічній, біотехнологічній, нафтопереробній промисловості та на невеликих фермерських господарствах
9. Ступінь розробленості технології реалізації	Наявна – 80%
10. Класифікація продукту стартапу за міжнародною класифікацією товарів	Клас 7
11. КВЕД, до якого може належати дане виробництво	Секція Е, Клас 38.21 Оброблення та видалення безпечних відходів
12. Очікувана потужність стартапу	мале підприємство
13. За масштабом виробництва	серійне
14. За рівнем спеціалізації	вузькопрофільне

Продовження таблиці 5.1

15.За ресурсами, що споживатимуться	матеріаломістке
16.За чисельністю персоналу	мале підприємство
17.Органи управління при реалізації стартапу	національні
18.Бажане географічне розташування	місто Київ
19.Місце ідеї у ланцюжку цінностей інноваційного процесу	дана бізнес-ідея знаходиться на етапі розробки
20.Гранична корисність ідеї стартапу	для України, характерна недосконалість управління ризиками виведення на ринок інноваційних товарів. Тому теоретичні та експериментальні дослідження конструкцій абсорберів для збагачення біогазу з метою вилучення баластних домішок, і, як наслідок підвищення його якості, є актуальною науковою задачею.
21.Конкуренти вітчизняні	ТОВ САТЕС(Дніпро), ТОВ ЕКОPLAST (Дніпро), АТ ПРОГРЕС(Бердичів)
22.Конкуренти іноземні	Zeta (Австрія), Biotron (Південна Корея), Solaris Італія
23.Ключові фактори успіху стартапу	<ul style="list-style-type: none"> <li>• продуктивність;</li> <li>• вартість</li> <li>• діапазон робочих температур.</li> </ul>
24.Конкурентні переваги:	удосконалення технології із значним зменшенням собівартості, що забезпечує отримання продукції високої якості та надає можливість широкого використання продукту при габаритних розмірах обладнання.
25.Споживачі	юридична, фізична особа або фізична особа підприємця.
26.Планова кількість продукту розробки для першого етапу реалізації	70 од/рік
27.Мінімальна кількість виробництва за методом точки беззбитковості	16 од

Продовження таблиці 5.1

28.Конкурентна ціна на продукт стартапу	496 800 грн
29.Плановий рівень рентабельності при реалізації продукту	21,61%
30.Капіталовкладення в проект	11364102 грн
31.Період повернення капіталовкладень у проект	2,1 роки
32.Джерела фінансування	грантові організації, державні та власні кошти
33.Потенційні постачальники складових компонентів розробки	Ekoplast, MDSJ – CATEC, Кріо Інтер Трейдинг
34.Наявність посередників при реалізації	так, «технологічний брокер»
35.Методи просування результатів розробки на ринок	особистий продаж, стимулювання збуту
36.Плановий обсяг впровадження технологічної лінії	для впровадження достатньо замінити звичайний абсорбер на запропоновану нову конструкцію розпилювального абсорберу з дисковим розпилювачем. Можлива заміна апарату на лінії у період планових ремонтів.
37.Достатність сировинної бази	для виготовлення розпилювального абсорберу використовується сталь 09Г2С ДСТУ 8541 (діапазон цін 23-31 грн/кг: середня ціна за 1 кілограм 27 грн). Сталь 09Г2С ДСТУ 8541 виготовляється в достатній кількості і постійно присутня на ринку. Також має ряд аналогів як в Україні та і в країнах Європи (9SiMn16, VH2, 09G2S,12mn,13Mn6, 9MnSi5,SB49).
38.Кваліфікація персоналу:	всі категорії персоналу (спеціалісти, службовці, робітники)

Техніко економічні показники розробленої конструкції зазначені у таблиці 5.2.

Таблиця 5.2 – Техніко-економічні показники (для заданих параметрів).

Об'єм	3,2 м <sup>3</sup>
Робочий тиск	0,1 МПа
Температура	<ul style="list-style-type: none"> <li>• середовища 40 °С,</li> <li>• теплоносія на вході 35°С,</li> <li>• теплоносія на виході 38°С</li> </ul>
Поверхня теплообміну	5 м <sup>2</sup>
Маса	1500 кг
Габаритні розміри	<ul style="list-style-type: none"> <li>• довжина 1480 мм,</li> <li>• ширина 1330 мм,</li> <li>• висота 3200 мм.</li> </ul>

## 5.2 Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища підприємства

Реалізація ідеї, розробки, методики, програми здійснюється через суб'єкта підприємницької діяльності – підприємство, організацію. І цей суб'єкт підприємництва буде інвестувати або не буде інвестувати у проект з урахуванням впливу на нього факторів зовнішнього, зовнішнього оперативного і внутрішнього середовища його діяльності

Зовнішнє середовище безпосередньо не впливає на підприємство, але формує загрози і можливості цього підприємства. До факторів зовнішнього середовища відносять політику, економіку, географію, демографію, культуру, науково-технічний прогрес (табл. 5.3).

Таблиця 5.3 – Можливості і загрози зовнішнього середовища.

Загрози	Можливості
<b>Політика</b>	
Нестабільна політична ситуація, що може призвести до зниження рівня продажу; Напружена ситуація з сусідніми країнами, що може перешкоджати експорту продукту; Зменшення підтримки розвитку наукових досліджень з боку держави.	Співпраця з іноземними компаніями та експорт продукції закордон; Позитивне просування в налагоджуванні зв'язків з країнами ЄС, що відкриває нові ринки збуту; Співпраця із закордонними інститутами та компаніями.
<b>Економіка</b>	
Зміна курсу гривні (інфляція); Здорожчання обладнання та сировини, тарифів на опалення та електроенергію. Розривання угод в зв'язку з високої вартості послуг Погіршення платоспроможності населення;	Можливість взяти довгостроковий кредит; Можливість зменшення ціни на продукт, за рахунок дешевшої сировини, що зробить продукт більш конкурентоспроможним. Зменшення кількості конкурентів; Залучення нових клієнтів, більш платоспроможних
<b>Географія</b>	
Військові дії на частині території України	Можливість поширення продукції сусіднім країнам Можливість використання державної підтримки, в т.ч. «зеленого тарифу»



Продовження таблиці 5.3

Культура	
Низький рівень обізнаності людей з даною технологією.	Можливість показати населенню, що використання біогазу є економічно доцільним.
Науково – технічний прогрес	
Недосконала система економічної мотивації сільськогосподарських підприємств для переходу на вирощування біоенергетичних культур	Передача знань і досвіду в галузі управління біовиробництвом. Швидкий розвиток технологій Можливість виходу на міжнародний ринок.

До факторів зовнішнього оперативного середовища відносять конкурентів, постачальників, посередників, споживачів (табл. 5.4).

Таблиця 5.4 – Аналіз факторів зовнішнього оперативного середовища

Переваги	Недоліки
Постачальники	
Доступність та дешевизна сировини Наявність постачальників сировини і матеріалів в Україні; Швидка та недорога доставка товару.	Невчасне постачання товару; Для забезпечення якісного проведення процесу, необхідна закупка обладнання, що виготовляється зарубіжними фірмами.
Виробник	
Низька чисельність персоналу; Часткова зайнятість персоналу; Витрати на транспорт бере на себе замовник.	Значні витрати на зп кваліфікованим співробітникам – 35 % від собівартості.
Споживач	
Помірна ціна Зацікавленість споживачів у використанні продукції; Безпечність розробки для споживачів.	Погана обізнаність з препаратами даного спектру Збільшення кінцевої вартості через наявність посередників Недовіра щодо стабільності в постачанні продукту
Посередник	
Посередником є замовник, який бере на себе транспортні розходи і надає необхідне приміщення; Можливість продажу в різних біотехнологічних виробництвах.	Залежність від замовника; Збільшення кінцевої вартості.
Конкуренти	
Постачання більш якісного продукту.	Наявність конкуренції з іншими поставниками продукту.

Внутрішнє середовище підприємства – це його організація, техніко-технологічні особливості діяльності, кадри (їх кількісний та якісний склад, спеціалізація, рівень освіти, досвід), забезпеченість основними та оборотними засобами, стан основних засобів (рівень зношеності)[63].

Аналіз внутрішнього середовища підприємства забезпечує визначення сильних та слабких сторін в процесі реалізації стартап-проекту(табл. 5.5)[63].

Таблиця 5.5 – Переваги і недоліки внутрішнього середовища

	Переваги	Недоліки
Організаційна структура	+ сильні сторони	- слабкі сторони
1. Виробнича діяльність	1. Обладнання відповідає самому передовому світовому рівню 2. Наявність вільних виробничих потужностей 3. В перспективі-ріст об'єму за два роки	1. Низька завантаженість виробничих потужностей 2. Низький коефіцієнт оновлення програми
2. маркетинг	1. Новизна ідеї 2. Зручність у використанні 3. Тренд на впровадження альтернативних джерел енергії, що збільшує попит на продукцію	1. Негнучка цінова політика, затратний метод встановлення цін 2. Недостатньо активне просування внаслідок обмеження фінансування 3. Слабка мережа розподілення
3. менеджмент	1. досвідчений управлінський персонал 2. запровадження системи управління виробництвом через локальну мережу	1. менеджмент не адаптований як система і потребує розвитку 2. недостатній рівень організації управлінського аналізу
4. фінанси	1. збільшення фінансів за рахунок договорів з великими компаніями	1. низька ліквідність балансу 2. недостатня фінансова стійкість 3. нестача власних оборотних фондів

Продовження таблиці 5.5

5. персонал	1. збільшується в динаміці середньооблікова чисельність робітників 2. молода команда 3. при підприємстві реалізує свою діяльність навчально-виробничий центр	1. нестача інженерно-технічних кадрів, які розуміються ра цьому обладнанні 2. низька заробітна плата рядових робітників 3. відсутність досвіду
6. характер взаємодії з клієнтами	1. потенційним споживачам приділяється багато уваги, 2. висока якість обслуговування	1. відсутність віддаленого обслуговування
7. ресурси	1. автономне водопостачання автономне тепlopостачання 2. наявність власних складових приміщень	
8. інноваційна діяльність, дослідження і розробки	1. можливість розробки нових виробів 2. можливість доробки обладнання під специфічні вимоги замовника	

За результатами аналізу факторів зовнішнього і зовнішнього оперативного середовищ формують перелік зацікавлених сторін (табл. 5.6) для визначення потенційних загроз у процесі впровадження розробки, при формуванні ризиків стартап-проекту (інноваційної розробки).

Таблиця 5.6 – Аналіз зацікавлених сторін

Зацікавлена сторона	Вплив її на реалізацію проекту	Цікавість її до проекту	Загальний коефіцієнт впливу на проект
<b>Суб'єкти зовнішнього оперативного середовища</b>			
Виробник	1	1	1
Постачальник: Крио Интер Трейдинг	0,7	0,9	0,63
Постачальник: Ekorplast	0.68	0.86	0.7
Споживачі:	0,2	0,5	0,1

Продовження таблиці 5.6

<b>Зовнішнє середовище</b>			
Політичні структури	0,7	0,8	0,56
Суб'єкти економічного середовища	0,3	0,3	0,09
Власники географічних об'єктів	0,5	0,6	0,3
Суб'єкти демографії	0,2	0,4	0,08
Суб'єкти культурного середовища	0,1	0,3	0,03
Суб'єкти НТП	0,2	0,5	0,1

### 5.3 Визначення ключових факторів успіху проекту методом Шонфільда

На підставі аналізу факторів зовнішнього і зовнішнього оперативного середовищ визначимо ключові фактори успіху власної ідеї, технології, методики. Ключові фактори успіху – ті, на які підприємство може самостійно впливати під час виробництва і реалізації продукту. Ключові фактори успіху варто надати у вигляді діаграми Шонфільда. Розрахунок та діаграми представлені в табл. 5.7 та на рис. 5.1.

Таблиця 5.7 – Порівняння за методом Шонфільда.

			Бали	
п/п	Показники	Коефіцієнт важливості	Абсорбер НК (1)	Абсорбер АК (2)
1	Продуктивність	0,4	5	4
2	Вартість	0,2	5	4
3	Якісні характеристики продукту	0,1	5	5
4	Габаритні розміри	0,1	5	4
5	Діапазон робочих температур	0,2	5	4
	$\Sigma$		5	4,1

*Абсорбер НК (1) – абсорбер нова конструкція,*

*Абсорбер АК (2) – абсорбер аналогова конструкція.*

$$\Sigma_{НК} = 5 \cdot 0,4 + 5 \cdot 0,2 + 5 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,2 = 5,0,$$

$$\Sigma_{АК} = 4 \cdot 0,4 + 4 \cdot 0,2 + 5 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,2 = 4,1.$$

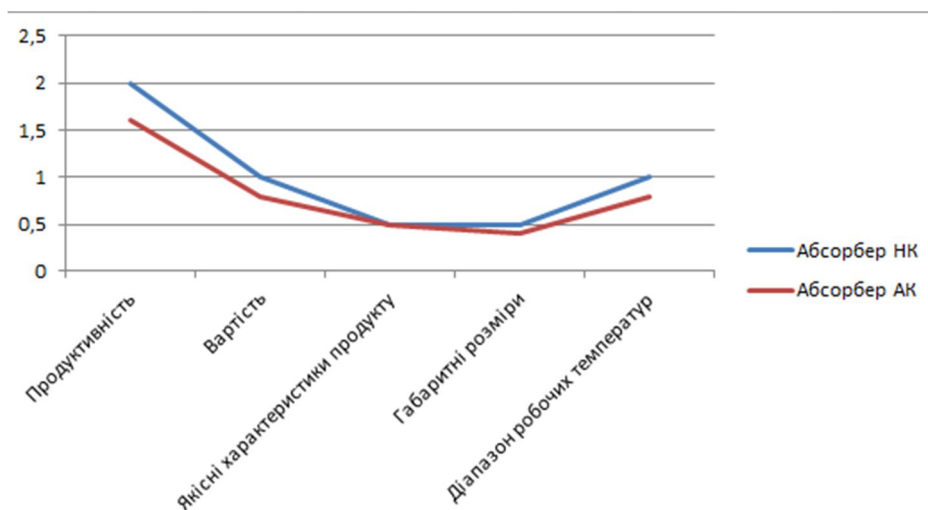


Рисунок 5.1 – Діаграма Шонфільда.

Можна зробити висновок, що абсорбер нової конструкції має суттєво вищі показники у порівнянні з найближчим аналогом. Ключовими факторами для успішної реалізації проекту виступають якісні характеристики удосконаленої конструкції абсорберу, такі як:

- продуктивність;
- вартість
- діапазон робочих температур.

Таблиця 5.8 – Варіанти розвитку ідеї стартапу

1. Очікуваний	Науково-дослідні роботи – 3 місяців. Виготовлення серії прототипів – 1-2 місяці. Випробування прототипів – 1 місяць. Подальший випуск серійних екземплярів.
1. Удосконалений	Створений прототип пристрою для збагачення біогазу показав гарні результати. Велика кількість замовлень на національному ринку.
3. Досконалий	Отриманий прототип апарату для збагачення біогазу показав результати значно кращі за аналоги. Заплановані дослідні роботи по удосконаленню цього пристрою. Вихід на міжнародний ринок.

#### 5.4. Визначення потенційних споживачів

Особливістю розробки стартап-проектів є отримання оцінки потенційного споживача ще на етапі формування інноваційної ідеї. Метою оцінки потенційних споживачів є визначення перших клієнтів, які придбають дану стартап-розробку [66].

Потенційні групи клієнтів, їх характеристики та орієнтовний перелік вимог до товару для кожної групи представлено у таблиці 5.9 [33].

Таблиця 5.9–Характеристика потенційних клієнтів стартап-проекту

№ п/п	Потреба, що формує ринок	Цільова аудиторія (цільові сегменти ринку)	Відмінності у поведінці різних потенційних цільових груп клієнтів	Вимоги споживачів до товару
1.	Потреба у очищенні біогазу в менш масштабних умовах за промислові	Сільськогосподарські підприємства, хімічна, біотехнологічна галузі промисловості	Стандарти якості продукції, технологічність виготовлення, високий рівень стандартизації та уніфікації	Невеликі габаритні розміри, економічність конструкції
2.	Одержання високопродуктивного якісного обладнання для збагачення біогазу	Сільськогосподарські підприємства, хімічна, біотехнологічна галузі промисловості	Стандарти якості продукції, технологічність виготовлення, високий рівень стандартизації та уніфікації	Висока продуктивність, простота конструкції

Ринок збуту розробленої продукції представлено у таблиці 5.10 [33].

Таблиця 5.10 – Виробники абсорберів

Назва компанії	Країна
Ablaze Export	Індія
AMBOSO	Італія
BWF Envirotec	Німеччина
Fermetec resources	Малайзія
Infors	Швейцарія
IRMA PROJEKT SISTEM Ltd	Сербія
GEA	Росія
Haldor Topsoe	Данія
KraftPowercon	Швеція
Lechler GmbH	Німеччина
PENTOL-ENVIRO	Польща
Pierre Guerin	Франція
SCHEUCH GmbH	Австрія
Shivam Industries	Індія
Techniserv	США
Termokimik Corporation S.p.A	Італія
WAM Moscow	Росія



Well Technology	Естонія
-----------------	---------

Визначення потенційного споживача дозволяє сформулювати плановий обсяг реалізації стартап-проекту за місяцями (за перший рік реалізації)—табл. 5.11

Таблиця 5.11 – Запланований обсяг реалізації стартап-продукту

[illegible]

### 5.5 Джерела фінансування

Фінансування стартапів в Україні являється досить проблематичним питанням на ринку фінансів, оскільки залучення грошей на розвиток нової створеної компанії досить непросто, у зв'язку із високим ризиком неповернення цих коштів [66].

Враховуючи, що обрана інновація може використовуватися як у приватних, так і у державних підприємствах – потенційними джерелами фінансування подано у таблиці 5.12.

Таблиця 5.12 – Джерела фінансування Джерела фінансування для підприємства, що працює, за місцем їх виникнення

п/п	Джерело фінансування	Пріоритет
1.	Система грантів за Українського фонду для стартапів	1
2.	Державний бюджет	2
3.	Державні фонди спеціального призначення	3
4.	Власні заощадження	4
5.	Приватні підприємства	5

## 5.6 Техніко-економічні показники підприємства

### 5.6.1 Забезпеченість проекту трудовими ресурсами

До трудових ресурсів належить частина населення, яка володіє необхідними фізичними даними, знаннями та практичними навички у відповідній галузі. Забезпечення підприємства трудовими ресурсами визначається порівнянням фактичної кількості працівників за категоріями і професіями із плановою потребою[63].

Чисельність персоналу, що працюють на підприємстві, можна подати у вигляді наступної таблиці:

Таблиця 5.13 – Чисельність працівників.

№п/п	Посада	Напрямок	Кількість
1.	Генеральний директор	Управлінський, економічний	1
2.	Бухгалтер		1
3.	Головний технолог		1
4.	Інженер-механік	Інженерно- технічний персонал	6
5.	Інженер-конструктор		8
6.	Слюсар-ремонтник	Робітничий	3
7.	Охоронець	Допоміжний	3
8.	Прибиральник		1

Таким чином, згідно зі списком кількість персоналу на даному підприємстві становить 25 ос.

З них робочий день для генерального директора, бухгалтера ,головного технолога та прибиральниці- з 8.00 до 16.00; три слюсарів та чотири охоронці працюють позмінно, у три зміни; шість інженерів-механіків та вісім інженерів-конструкторів, працюють по дві та по три, у три зміни.

Робочий тиждень для управлінського, економічного персоналу: п'ять днів

на тиждень, а графік роботи з 8:00 до 16:00.

Робочий тиждень для робочого персоналу: сім днів на тиждень, графік роботи у три зміни, тривалість робочої зміни вісім годин. Графік для першої зміни - з 8:00 до 16:00 (Чяв = 11 осіб); друга зміна працюватиме з 16:00 до 24:00 (Чяв = 7 осіб); а для третьої зміни – з 24:00 до 8:00 (Чяв = 7 осіб).

Графік роботи підприємства:

$$T_{\text{прац}}^{\text{рік}} = \frac{(365 - T_{\text{СВ}})}{7} * 40 - (T_{\text{СВ}}^* - 1) * 1$$

$$= \frac{(365 - 11)}{7} * 40 - (8 - 1) * 1 = 2016 \text{ год}$$

$$N_{\text{бриг}} = \frac{T_{\text{підпр}}^{\text{рік}}}{T_{\text{прац}}^{\text{рік}}} = \frac{8760}{2016} = 4 \text{ бригади.}$$

Таблиця 5.14– Графік змінності управлінського, економічного персоналу

день	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Вс	Пн	В т	Ср	Чт	Пт	Сб	Вс
I бригада	1	1	1	1	1	В	В	1	1	1	1	1	В	В

Таблиця 5.15 – Графік змінності робочого персоналу

№ бригади/зміна	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд	Пн	Вт
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
I бригада	1	1	1	1	В	2	2	2	2	В	3	3	3	3	В	В
II бригада	В	2	2	2	2	В	3	3	3	3	В	В	1	1	1	1
III бригада	2	В	3	3	3	3	В	В	1	1	1	1	В	2	2	2
IV бригада	3	3	В	В	1	1	1	1	В	2	2	2	2	В	3	3

де В – вихідний.

Тривалість змінообороту: 16 діб.

Фактично відпрацьований працівником час протягом року:

$$T_{\text{прац}}^{\text{факт}} = \frac{365}{T_{\text{зм/об}}} \cdot \left( T_{\text{зм/об}} - T_{\text{вихідних}} \right) \cdot t_{\text{зм}} = \frac{365}{16} \cdot (16 - 4) \cdot 8$$

$$= 2190 \text{ год}$$

### 5.6.2 Калькуляція собівартості

Формуванням собівартості стартап-проекту не починають, як у звичайній підприємницькій діяльності, а закінчують роботу над фінансовими показниками. Верхня межа собівартості стартап-продукту формується після оцінки ринкової ціни товару і визначення рівня його прибутковості.

Визначення потенційного споживача і його особливостей при прийнятті рішення про придбання стартап-продукту дозволяє визначити ціну пропозиції для ідеї, технології, методики, програми на ринку

Складемо калькуляцію на готову продукцію підприємства.

Собівартість одиниці продукції розраховується за наступною формулою:

$$C = V_{\text{пост}} + V_{\text{зм}} \cdot Q$$

Представимо постійні витрати підприємства у вигляді наступної таблиці:

Таблиця 5.16 – Постійні витрати підприємства.

Найменування обладнання	Кількість	Початкова вартість	Амортизаційні відрахування	
			Норма амортизації, %	Сума, грн./рік
Машини і обладнання				
Основне виробниче обладнання	1	2 000 000	10	200 000
Додаткове обладнання	1	2 500 000	10	250 000
Будівлі і споруди				
Будівля	1	1 000 000	5	50 000
Транспорт				
Машина	1	100 000	20	50 000
Нематеріальні активи				
Нематеріальні активи	-	50 000	20	10 000
Σ	550 000			

До складових компонентів змінних витрат входять затрати на складальні одиниці та матеріали, електроенергію та заробітну плату персоналу.

До складальні одиниці належать наступні елементи:

- Корпус, 1 шт;
- Днище, 1шт;
- Кришка, 1шт;
- Привод центробіжного розпилювача, 1 шт;
- Труба для підведення газу, 1 шт;
- Розвантажувач, 1 шт;
- Опорна лапа, 2 шт;
- Труба для відведення газу, 1 шт;
- Обечайка опорна, 1шт.

Ціну складальних одиниць розраховують за формулою:

$$T = 50000 + 40000 + 12000 + 12000 + 24000 + 100000 + 50000 + 24000 + 24000 + 30000 = 355000 \text{ грн.}$$

Ціна складальних одиниць за рік складає:

$$T_p = T \cdot V_n = 336000 \cdot 70 = 25620000 \text{ грн,}$$

де  $V_n$  - річний випуск продукції, од/рік.

Матеріали: вартість упаковки на одиницю готової продукції – 10 000 грн, на рік – 325 000 грн.

Витрати на електроенергію:

ціна електроенергії – 2,46 грн/кВт·год (оскільки тариф становить 155 коп/кВт·год, а коефіцієнт використання електроенергії удень;

за 1 добу роботи підприємства використовується 150 кВт енергії;

за рік роботи підприємства використовується 44 250 кВт енергії (з урахуванням незначних витрат електроенергії в неробочі дні);

витрати на електроенергію за рік роботи підприємства 121 745 грн.

Заробітна плата працівників представлена у вигляді таблиці 5.17:

Таблиця 5.17 – Заробітна плата працівників

№п/п	Посада	Напрямок	Кількість	ЗП на 1 працівника , грн/міс	Всього, грн/міс
1.	Генеральний директор	Управлінський, економічний	1	25 000	25 000
2.	Бухгалтер		1	15 000	15 000
3.	Головний технолог		1	20 000	20 000
4.	Інженер-механік	Інженерно- технічний персонал	6	10 000	60 000
5.	Інженер-конструктор		8	13 000	104 000
6.	Слюсар-ремонтник	Робітничий	3	12 000	36 000
7.	Охоронець	Допоміжний	4	9 000	36 000
8.	Прибиральник	Допоміжний	1	7 000	7 000
9.	Преміальні виплати				58 500
Σ	375 700				

Фонд оплати праці за рік розраховуємо за наступною формулою:

$$\text{ФОП} = \sum \text{ЗП} * 1,22 * 12$$

де ЗП – заробітна плата за один місяць; 1,22 – коефіцієнт, який враховує нарахування 22% від ЗП до ЄСВ; 12 – кількість місяців у році.

Звідси:

$$\text{ФОП} = 375700 \cdot 1,22 \cdot 12 = 5500438 \text{ грн.}$$

Відповідно до розрахованих даних калькуляція собівартості річного випуску абсорбера розпилювального матиме наступний вигляд:

Таблиця 5.18 – Калькуляція собівартості річного випуску абсорберу .

№ п/п	Елементи	Затрати на річний випуск, грн./рік
1	Амортизація	500 000
2	Складальні одиниці	2562 000
3	Матеріали	325 000
4	ФОП	5550438
5	Електроенергія	121 745
6	Інше	58 500
Сума		27 233 903

### 5.6.3 Методи ціноутворення

Вихідні дані:

В –Вартість основних фондів 5 550 000 грн, П –Період експлуатації 10 років, С – собівартість одиниці товару 355 000 грн, Пр – величина прибутку, яку бажає отримати підприємство від реалізації одиниці товару 100 800 грн.

#### 5.6.3.1 Витратний метод

Ціна розраховується, виходячи із суми постійних і змінних витрат на одиницю продукції й запланованого прибутку з урахуванням нижнього порогу ціни.

Ціна продукції на ринку:

$$Ц = С + Пр = 336000 + 100800 = 436800 \text{ грн.}$$



### 5.6.3.2 Параметричний метод

Корисність продукції параметричного ряду виражають чітко визначені кількісні параметри якості. Параметричні методи ціноутворення базуються на визначенні кількісної залежності між цінами і основними споживчими властивостями товару, що входить в параметричний ряд.

Питома ціна одиниці виробу  $C_{\text{пит}}$ :

$$C_{\text{пит}} = \frac{C_6}{X_6} = \frac{436800}{1} = 436800 \text{ грн.}$$

Питома собівартість одиниці виробу:

$$C_{\text{пит}} = \frac{C_6}{X_6} = \frac{336000}{1} = 336000 \text{ грн.}$$

де  $C_6$ —ціна базового виробу,  $C_6$  – собівартість базового виробу,  $X_6$ —значення основного параметра базового виробу у відповідних одиницях (вихід продукту умовно приймаємо рівним 1).

Визначення ціни нового виробу:

$$C_{\text{н}} = C_{\text{пит}} \cdot X_{\text{н}} + H = 436800 \cdot 1,1 + 10000 = 489600 \text{ грн,}$$

де  $X_{\text{н}}$ —кількісне значення головного параметра нового виробу,  $H$  – надбавки/знижки, які відображують зміни інших споживчих характеристик

### 5.6.3.3 Конкурентний метод

Ціна на нові продукти встановлюється виходячи з її верхньої і нижньої межі.

Верхня межа ціни ( $C_{\text{верх}}$ ) встановлюється виходячи з тих міркувань, що для споживача придбання нового товару більш вигідно, ніж придбання аналогу, який випускається на ринку.

$$C_{\text{верх}} = C_{\text{а}} + E_{\text{с}} = 436800 + 60000 = 496800 \text{ грн,}$$

де  $C_{\text{а}}$ - ціна найближчого аналога нового товару;  $E_{\text{с}}$  - споживчий ефект.

Нижня межа ціни ( $C_{\text{нижн}}$ ) визначається інтересами виробника і обчислюється за базисом ціни, тобто включає сукупні виробничі витрати на виготовлення продукції, плановий прибуток за встановленим рівнем

рентабельності та податок на додану вартість, її можна розрахувати:

$$Ц_{\text{нижн}} = C + E_{\text{вир}} = C + П + ПДВ = 436800 + 70000 = 507400 \text{ грн},$$

де  $E_{\text{вир}}$  - ефект від виготовлення продукції (ефект виробника).

#### 5.6.3.4 Метод точки безбитковості

Виражаємо точку безбитковості (x):

$$Ц_{\text{нижн}} = \frac{B_{\text{пост}}}{n} + B_{\text{зм}},$$

$B_{\text{пост}}$ -постійні витрати;

$B_{\text{зм}}$ -змінні витрати;

$n$ -кількість на виробництві

Заключним етапом в оцінці вартісних показників стартап-проекту є оцінка його за техніко-економічними показниками (табл. 5.19).

Таблиця 5.19 – Техніко-економічні показники підрозділу.

п/п	Показник	Значення показників підприємства	
		Проектне підприємство	Позначення
1	Річний випуск продукції, од/рік	70	$B_n$
2	Чисельність персоналу за списком, осіб основні та допоміжні робітники:  інженерно-технічний персонал:	25	$Ч_{сп_n}$
		13	$Ч_{спр_n}$
		12	$Ч_{спі_n}$
3	Середньорічний виробіток працівника, од/особу	4,52	$B_n / Ч_{спр_n}$

Продовження таблиці 5.19

4	Капіталовкладення у проект, грн:  всього, грн:  на одиницю продукції, грн/од:	12 543 103  143 505	$K$  $K_{грн}$
5	Загальна собівартість продукту:  всього, грн  на одиницю продукції, грн	21 215 632  364 293	$C_{3H}$  $C_H$
6	Ринкова вартість продукту, грн/од.	495 500	$\Pi$
	Відносний прибуток на одиницю		$\Pi_H = \Pi - C_H$

### 5.7 Оцінка ризиків та страхування розробки

Таблиця 5.20 – Оцінка ризиків та страхування розробки.

№ п/п	Ризик	Ймовірність настання	Вплив на результат
1	відсутність або недостатність коштів для самофінансування	висока	зупинка процесу впровадження
2	відсутність реального джерела зовнішнього інвестування	середня	зменшення прибутку
3	втрата джерела фінансування проекту в процесі його реалізації	середня	зменшення прибутку
4	невідповідність цін, передбачених бізнес-планом, та реальних ринкових цін	низька	Зменшення прибутку/ збільшення прибутку
5	недостатнє ресурсне забезпечення виробництва	низька	зменшення прибутку
6	помилковий вибір цільового сегмента ринку, стратегії продажу продукту	середня	вилучення продукту
7	неефективна реклама	низька	зменшення прибутку
8	недостатньо налагоджена система взаємодії з партнерами та контрагентами	середня	зменшення прибутку
9	створення продуктів-замінників	висока	зменшення вартості продукції
10	низький рівень патентного захисту	середня	втрата інтелектуальної власності
11	низький рівень збереження комерційних таємниць	середня	втрата інтелектуальної власності
12	непередбачене збільшення ринкових цін на ресурси	висока	зменшення прибутку

13	витрати на непередбачені бізнес-планом заходи	низька	зменшення прибутку
----	---	--------	--------------------

Продовження таблиці 5.20

14	виплати за термінові роботи	низька	зменшення прибутку
15	штрафні санкції, арбітражні виплати	середня	зменшення прибутку
16	недосягнення бажаних економічних результатів у процесі розробки та впровадження інновацій	висока	зменшення прибутку
17	перевищення кошторису витрат у процесі досліджень	середня	зменшення прибутку
18	недосягнення прогнозних технічних параметрів у процесі проведення науково-дослідних і технологічних розробок	низька	витрати на проведення додаткових експериментів
19	виникнення небажаних економічних наслідків у процесі реалізації інноваційних проектів	середня	зменшення прибутку
20	виникнення нових конкурентів	середня	витіснення з ринку

Методи страхування:

"Покриття витрат, пов'язаних із порушенням патентних прав". Цей договір компенсує страхувальникові судові витрати по переслідуванню особи, яка порушила його виключні права на об'єкти, тобто:

витрати щодо пред'явлення позову;

витрати у разі пред'явлення зустрічного позову і звинувачення в недійсності патенту;

витрати на експертизу патенту;

витрати на повтор патенту для підкріплення позову.

"Покриття витрат на захист патентних прав". Цей договір захищає страхувальника у разі пред'явлення йому заяви про порушення виключних прав на об'єкти ІВ третіх осіб і покриває витрати по захисту в суді, а також витрати по виконанню судового рішення або відступні при досудовому врегулюванні претензій.

## 5.8 Висновки

У межах розділу був розроблений стартап-проект, визначена бізнес-ідея, суб'єкт замовлення та об'єкт дослідження. Встановлено мету розробки та вказано ринок збуту. Виконано аналіз зовнішнього та внутрішнього середовищ. За результатами аналізу можна зробити висновок, що потенційний ринок є привабливим для входження, що обумовлюється високою рентабельністю у галузі та попитом на продукт стартапу, незважаючи на наявну конкуренцію.

Проаналізувавши розраховані техніко-економічні показники для проектного підприємства можна зробити висновок про те, що провадження нової бізнес-ідеї позитивно відображається на ключових показниках за рахунок того що зменшується собівартість готової продукції. Розраховано приблизну ціну одиниці продукції, що дорівнює 471 711 грн. Собівартість апарату становить 359167 грн, прибуток – 77633 грн. Проведена оцінка ризиків проекту.

## ВИСНОВКИ

1. На основі проведеного літературного огляду доведено актуальність виробництва біогазу, проте високий вмістом баластних домішок у його складі, накладає обмеження на його використання у енергетиці та хімічному виробництві. На нашу думку, найбільш ефективним способом очищення біогазу від баластних домішок являється хемосорбція розчинами амінової групи, зокрема розчином моноетаноламіну.
2. Виконано розрахунки масообміну при проведенні процесу хемосорбції в абсорбері для збагачення біогазу, знайдено питому поверхню контакту фаз, діаметр та швидкість падіння крапель рідини,. Проведений розрахунок об'ємних коефіцієнтів масовіддачі при хемосорбції вуглекислого газу розчинами моноетаноламіну, які показали, що коефіцієнти масовіддачі практично не залежать від концентрацій моноетаноламіну в розчині абсорбенту та температур процесу і складають близько  $0,6 \text{ c}^{-1}$ .
3. Розроблено 3D-модель апарату за допомогою пакету програм Autodesk AutoCAD, яка відображає конструктивні особливості розробленої конструкції абсорбера.
4. Запропонована апаратурно-технологічна схема установки для очищення біогазу від баластних домішок біогазу.
5. Спроектований горизонтальний розпилювальний абсорбер з дисковим розпилювачем. Розроблена необхідна конструкторська документація.
6. Проведено розрахунки, що працездатність та надійність даного апарату, а саме розрахунок теплового та матеріального балансу, конструктивний розрахунок апарата, визначено основні габаритні розміри та максимальні напруження в апараті. Розраховано геометричні розміри складальних одиниць апарату. Визначено матеріали, з яких виготовляється апарат. Надано рекомендації з монтажу та експлуатації. Одержані результати задовольняють

необхідні робочі умови.

7. Перевагою робленої установки є її невеликий об'єм, що надає змогу використовувати даний абсорбер у малих підприємствах чи у фермерському господарстві для збагачення біогазу, який отримують способом переробки продуктів життєдіяльності великої рогатої худоби.
8. Аналіз виконаного стартап-проєкт для розробленої конструкції підтверджує рентабельність та конкурентоздатність абсорберу для збагачення біогазу з дисковим розпилювачем.



## ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Шеїна О.О. Біохімія процесу виробництва біогазу як альтернативне джерело енергії [Текст] / О.О. Шеїна, В.О. Сисоєв // Вісник природних та технічних наук – Тамбов: Тамбовський університет, 2009.– 150с.
2. Калетнік Г. М. Біопаливо: ефективність його виробництва та споживання в АПК України: Навч. посіб. / Г. М. Калетнік, В. М. Пришляк // К.: «Хай-Тек Прес», 2010. – 312 с.
3. Зінченко В.О. Методи отримання біогазу [Текст] / В.О. Зінченко, В.П. Кусайло // Вісник ДАУ №2 – Житомир: Національний агроєкологічний університет, 2005.– 100с.
4. Виклики для енергетичної безпеки України: сучасний стан – 2010 / [керівник проєкту І. Жовква] // К. : Міжнародний центр перспективних досліджень, 2010. – 50 с.
5. Лісничий В. М. Сучасний стан та перспективи розвитку отримання біогазу в Україні: матеріали Четвертої міжнародної конференції [«Енергія із біомаси»], (Київ, 22–24 вересня 2008 р.) / В. М. Лісничий, Ю. О. Цаплін. // К.: ІТТФ НАНУ, 2008. – С. 299–300.
6. Шевченко І. А. Шляхи використання органічних відходів тваринництва / І. А. Шевченко, В. М. Павліченко, О. О. Ляшенко // Механізація, екологізація та конвертація біосировини у тваринництві: збірник наук. праць Інституту механізації тваринництва УААН. – Випуск 1 (3–4). Запоріжжя : ІМТ УААН, 2009. – С. 3–16.
7. Зозулев А.В. Промышленный маркетинг: рыночная стратегия: Учеб. Пособие. – К.: -Центр учебной литературы, 2010. – 576 с.
8. Рейнхард Шульц. Виробництво і використання біогазу в Україні/Рада з питань біогазу з.т. / Biogasrate.V.: травень, 2012. – 74 с.

9. Біогазові технології в Україні. Встановлення та робота біогазових установок [Текст]. – Львів: Центр біогазових установок, 2011. – 30с.Режимдоступу:[http://cba.org.ua/one/images/stories/CBA\\_news/Innovations\\_in\\_CBA/Budivnyctvo\\_i\\_ekspl\\_Biogas\\_2011.pdf](http://cba.org.ua/one/images/stories/CBA_news/Innovations_in_CBA/Budivnyctvo_i_ekspl_Biogas_2011.pdf)
- 10.ДСТУ 5542-2014 Гази горючі природні для промислового та комунально-побутового призначення. Технічні умови. – Київ : Держспоживстандарт України, 2014. – 9 с. – (Межгосударственный стандарт) (Національний стандарт України).
- 11.Эдер Б., Шульц Х. Биогазовые установки. Практическое пособие. / Б.Эдер, Х.Шульц // Zorg Biogas, 2011. — 181 с.
- 12.Благутина В.В. Биоресурсы // Химия и жизнь – 2007. - №1. – С. 36-39
- 13.Тихонравов В. С. Ресурсосберегающие биотехнологии производства альтернативных видов топлива в животноводстве : науч. анализ. обзор. – М.: ФГБНУ «Росинформагротех», 2011. – 52 с.
- 14.Руководство по биогазу: от получения до использования / [А.Томас, Ф. Хартвиг, Д. Гельмут та ін.] // Специальное агентство возобновляемых ресурсов (FNR). – 2012. – 213 с.
- 15.Стребков Д.С. Биогазовые установки для обработки отходов животноводства. / Д.С. Стребков, А.А. Ковалев // Техника и оборудование для села - 2006. - №11. - С.28-30.
- 16.Сидоров Ю. І. Процеси і апарати хіміко-фармацевтичної промисловості // Ю. І. Сидоров, В. І. Чуєшов, В. П. Новіков // Вінниця: НОВА КНИГА, 2010. – 816 с.
17. Eder B., Schulz H. Биогазовые установки. Практическое пособие. М.,1996.
- 18.П.П. Кучерук, Ю.Б. Матвеев, Т.В. Ходаківська, Г.Г. Гелетука, Є.В. Морозова, Є.С. Перерва. Дослідження ефективності сумісного зброджування гною свиней та силосу кукурудзи [Текст]: // Збірник наукових праць Інституту механізації тваринництва НААН України

- «Механізація, екологізація та конвертація біосировини у тваринництві» № 2(8). – 2011. 38-45 с.
- 19.Ружинська Л. І., Періжок Д. Д. Аналіз масообміну в абсорбері для очищення біогазу // Міжнародний науковий журнал "Інтернаука". — 2018. — №9.
  - 20.Періжок Д.Д ПЗ до дисертації магістра галузевого машинобудування// Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського", Київ, 2018.
  - 21.Кузнецов А.А. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справочное пособие. / А.А. Кузнецов, Е.Н. Судаков // М.: «Химия», с.983-224 с.
  22. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ И ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ БИОЭНЕРГЕТИКИ В УКРАИНЕ - Гелетуха Г.Г., Железная Т.А., Кучерук П.П., Олейник Е.Н. 27 мая 2014 г.
  - 23.Гелетуха Г. Г. Перспективы развития технологий получения биогаза в Украине / Г. Г. Гелетуха, С. Г. Кобзар // К: Нефть и газ, 2000. – С. 88-99.
  - 24.Шрамков В.М. Переработка органических отходов в удобрение и биогаз [Текст] / В.М. Шрамков, В.Д. Савин // Техника и оборудование для села.– 1999. – N1–2.– 18-19с.
  - 25.Цветков Б. П. Оборудование для производства биогаза из животноводческих отходов / Б. П. Цветков, В. А.Ясенецкий // К: Пром. энергетика, 1988. – С. 9-14.
  - 26.Забарний Г. М. Енергетичний потенціал нетрадиційних джерел енергії України / Г. М. Забарний, А. В. Щурчков // К: Ін-т техн. теплофізики, 2002. – 211 с.

27. Tippayawong N. and Thanompongchart P., Biogas quality upgrade by simultaneous removal of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S in a packed column reactor. *Energy*, 35 (2010) 4531-4535
28. Triolo Jin M. Biochemical methane potential and anaerobic biodegradability of nonherbaceous and herbaceous phytomass in biogas production // *Bioresource technology*. V. 125. Pages 226-32.
29. Olutoye M. and Eterigho E., Modelling of a gas absorption column for CO<sub>2</sub>-NaOH system under unsteady-state regime. *Leonardo Electronic Journal of Practices and Technologies*, 12 (2008) 105–114.
30. Zareei S. Modeling and optimization of biogas production from cow manure and maize straw using an adaptive neuro-fuzzy inference system [Електронний ресурс] / S. Zareei, J. Khodaei // *Renewable Energy*. – 2017. – Режим доступу до ресурсу: doi:10.1016/j.renene.2017.07.050.
31. Abatzoglou N. and Boivin S. A review of biogas purification processes. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, vol. 3 (1), pp. 42–71 (2009)
32. Biswas T. D., Removal of carbon-dioxide from biogas. *Proc. Nat. Symp. on Biogas Technology*. IARI, New Delhi. Nov. 29-30, 1977.
33. Кучерук П. П. Биогазовые установки в сельском хозяйстве и на станциях очистки сточных вод [Текст] : П. П. Кучерук / / Учебный курс: От природного газа к биомассе / Кучерук П. П. – ИТТФ НАНУ, 2009. – 25 с.
34. П.П. Кучерук, Ю.Б. Матвеев, Т.В. Ходаківська, Г.Г. Гелетука, Є.В. Морозова, Є.С. Перерва. Дослідження ефективності сумісного зброджування гною свиней та силосу кукурудзи [Текст]: // Збірник наукових праць Інституту механізації тваринництва НААН України «Механізація, екологізація та конвертація біосировини у тваринництві» № 2(8). – 2011. 38-45 с.

- 35.Захарченко А. Биогаз / А. Захарченко, И.Руфай // Винница: Сельский механизатор, 2006. – С. 28-29.
- 36.Тарагоня В. С. Обґрунтування основних параметрів метанового зброджування безпідстилкового гною великої рогатої худоби // Біла Церква: Білоцерк. аграр. ун-т, 1999. – 19 с.
- 37.Куріс Ю. В. Біогазові технології. Енергетичні та екологічні аспекти/ Ю. В. Куріс, І. Ф. Червоний// Запоріжжя: ЗДІА, 2010. – 488 с.
- 38.Баадер В. Биогаз: теория и практика / В.Баадер, Е. Доне, М. Брендефер // М.: Колос, 1982. – 148 с.
- 39.Семененко И. В. Проектирование биогазовых установок // Сумы, 1996. – 350 с.
- 40.Семенова Т.А. Очистка технологических газов /Т. А. Семенова, И.Л. Лейтес, Ю. В. Аксельрод, М. И. Маркина, С. П. Сергеев, Е. Н. Харьковская – М.: «Химия», 1977-488 с.
- 41.Воробьева Г. Я. Коррозионная стойкость материалов в агрессивных средах химических производств. Изд. 2-е пер. и доп. М, «Химия», 1975. 816 с.
- 42.Андреев І.А., Зубрій О.Г., Мікульонок І.О. Застосування матеріалів у хімічному машинобудуванні. Сталі й чавуни: Навчальний посібник. – К.: ІЗМН, 1999. – 148 с.
- 43.Соколов В.М. Аппаратура микробиологической промышленности / В.М. Соколов, М.А. Яблокова. // Л.: Машиностроение. Ленингр. отд – е. 1988. – 278 с
- 44.Сидоров Ю. І. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технологічні розрахунки. Приклади і задачі. Основи проектування виробництв/ Ю. І. Сидоров, Р. Й. Влязло, В. П. Новіков // Львів:

Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004.  
– 240 с.

- 45.Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты // М.: Химия, 1995. – 400 с.
- 46.Дытнерский Ю. И. Основные процессы и аппараты химической технологии // М.: Химия, 1983. – 272 с.
- 47.Лашинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А.Лашинский, А. Р. Толчинский // Л.: «Машиностроение», 1970. – 752 с.
- 48.Пажи Д. Г., Галустов В. С. / Основы техники распыливания жидкостей. — М.: Химия, 1984.
- 49.Лашинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов – Л.: «Машиностроение», 1981. – 382 с.
- 50.Альперт Л.З. Основы проектирования химических установок Изд. 4, перераб. и доп. - М.: Высшая школа, 1989. - 304 с.
- 51.АТК 24.218.06-90 Штуцера для сосудов и аппаратов стальных сварных. Типы, основные параметры, размеры и общие технические требования.
- 52.ГОСТ 14249-89 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. – Введ. 01.01.90.
- 53.ГОСТ 6533-78 Днища эллиптические отбортованные. Основные размеры. – 13 с.
- 54.Доброногов В.Г. Алгоритм розрахунку на міцність валів механічних перемішуючих пристроїв: Методичні вказівки до застосування

обчислювальної техніки в курсі «Розрахунок та конструювання машин і апаратів хімічних виробництв» / В.Г. Доброногов, О. Г. Зубрій, Л. Г. Воронін // К: КПІ, 1990. – 39 с.

55.Доброногов В.Г. Алгоритм розрахунку на жорсткість валів з механічними перемішуючими пристроями: Методичні вказівки до застосування обчислювальної техніки в курсі «Розрахунок та конструювання машин та апаратів хімічних виробництв» / В.Г. Доброногов, О. Г. Зубрій, Л. Г. Воронін // К: КПІ, 1989. – 60 с.

56.Конструювання та розрахунок фланцевих з'єднань: Навч. посібник /В. Г. Доброногов, І. О. Мікульонок. – К.: НМК ВО, 1992. – 104 с.

57. ГОСТ 28759.3-90 Фланцы сосудов и аппаратов стальные приварные  
встык

58.Орленко, А. Т. Методичні вказівки до виконання розділу „Охорона праці” в дипломних проектах і роботах [Текст] / А. Т.Орленко, Н. А. Праховнік, Ю. О. Полукаров. – К.: «Політехніка» НТУУ «КПІ», 2007. – 22 с.

59.Макаров, Г. В. Охрана труда в химической промышленности [Текст] / Г. В. Макаров, А. Я Васин. и др. – М.: Химия, 1989 – 352 с.

60.Голубенко О.Л. Охорона праці у машинобудівному виробництві [Текст]: Підручник/ Голубенко О.Л., Касьянов М.А., Гунченко О.М., Кожин В.М., Медяник В.О., Сало В.І., Гапонов В.В. – Луганськ: Вид-во Східноукр. Нац.. ун-ту ім.. В. Даля, 2010. – 456 с.

61.Основи охорони праці [Текст]: підручник./ під. ред. Ткачука К. Н. – Вид. 2-ге. – К.: Основа, 2006 – 448 с.

62.Гайдамак К.М., Тыркин Б.А. Монтаж оборудования предприятий химической и нефтехимической промышленности Москва "ВЫСШАЯ ШКОЛА" 1974 г., стр. 286.

- 63.РД 50-33-80 Методические указания. Определение уровня унификации и стандартизации изделий
64. Розроблення стартап-проєкту [Електронний ресурс]: Методичні рекомендації до виконання розділу магістерських дисертацій для студентів інженерних спеціальностей / За заг. ред. О.А. Гавриша. К: НТУУ «КПІ», 2016 – 28с.
- 65.Розроблення стартап-проєкту. Практикум [Електронний ресурс] : навчальний посібник для студентів / О. А. Підлісна, Ю. В. Тюленєва ; КПІ ім. Ігоря Сікорського. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. – 46 с.